



Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen til biomasse med højt askeindhold

Nielsen, Rasmus Glar

Publication date:
2007

Document Version
Publisher's PDF, also known as Version of record

[Link back to DTU Orbit](#)

Citation (APA):
Nielsen, R. G. (2007). *Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen til biomasse med højt askeindhold*.

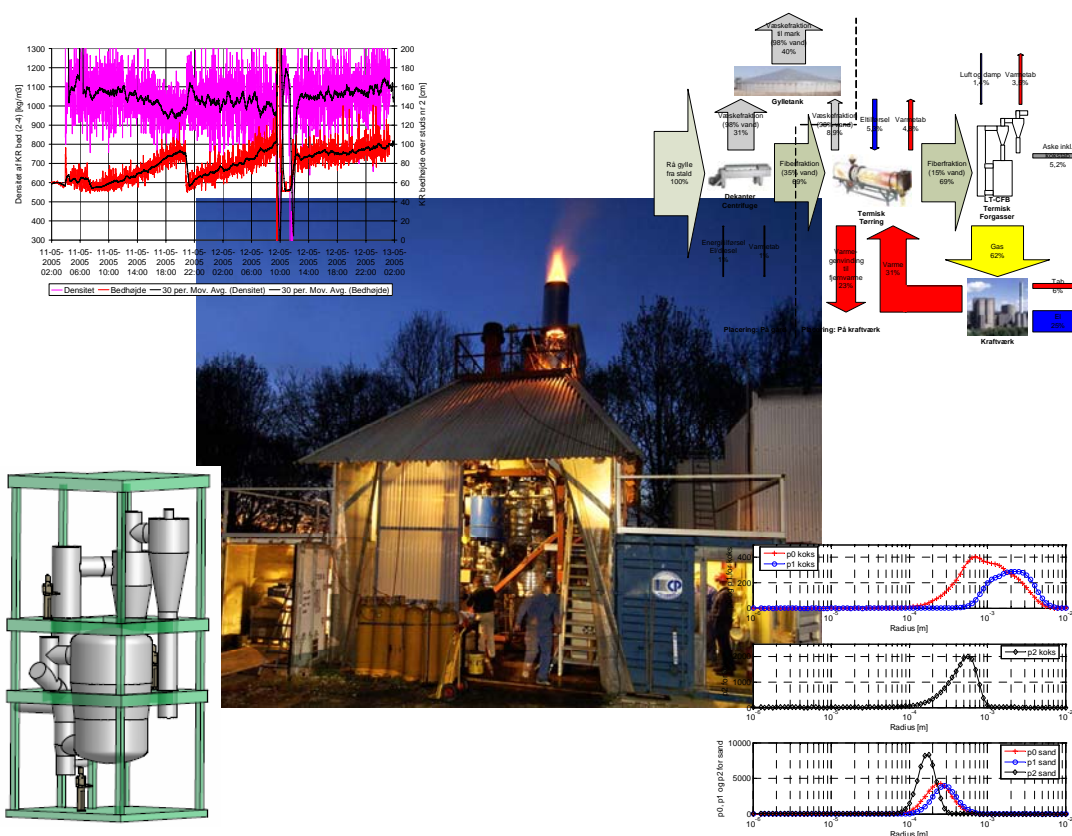
General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
- You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen til biomasse med højt askeindhold



Institut for
Mekanik,
Energi og
Konstruktion

MEK

Rasmus Glar Nielsen
Ph.d. afhandling
Januar 2007

Energiteknik

Published in Denmark by the
Technical University of Denmark

Copyright © Rasmus Glar Nielsen 2007
All rights reserved

Energy Engineering Section
Department of Mechanical Engineering
Technical University of Denmark
Nils Koppels Allé, Building 402
DK-2800 Kgs. Lyngby
Phone: +45 4525 4172
Web: www.et.mek.dtu.dk

Publication Reference Data:

Nielsen, R.G.

Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen
til biomasse med højt askeindhold.

Ph.d. Thesis

Technical University of Denmark, Dept. of Mech. Eng., Energy Eng. Section
January 2007

ISBN No.: 978-87-90130-15-2

Forord

Denne afhandling markerer afslutningen på Rasmus Glar Nielsens ph.d. projekt med arbejdstitlen: *Optimering af biomasse forgasningskoncept til effektiv storskala elfremstilling*. Det er blevet udført på Halmfortet, sektionen for Energiteknik, MEK, DTU og i samarbejde med Danish Fluid Bed Technology (DFBT) ved Peder Stoholm.

Hovedvejleder har været professor Bjørn Qvale, MEK/DTU og medvejledere lektor Ulrik Henriksen, MEK/DTU og Peder Stoholm, DFBT.

Projektet blev påbegyndt 1. oktober 2003 og afsluttet ved indlevering af afhandlingen 26. januar 2007.

Projektet er finansieret halvt af et DTU Ph.d. stipendium og halvt igennem firmaet DFBT Aps. med midler fra PSO ordningen. Undervejs blev der afholdt i alt 8 ugers barsel, og i perioden 1. oktober 2005 til 30. september 2006 var jeg på $\frac{3}{4}$ tid på ph.d.'en og arbejdede $\frac{1}{4}$ tid for DFBT.

Stor tak skal rettes til Bjørn Qvale for god og fleksibel vejledning og støtte igennem hele perioden og for hans gode takling af alt det administrative. Også tak til Ulrik Henriksen som har bidraget med god sparring og vejledning i det daglige ikke mindst på modelleringsområdet. Peder Stoholm har ydet en stor indsats for at planlægge og finansiere udviklingen af LT-CFB processen og har været projektleder på bl.a. opbygning af 500 kW anlægget og alle de udførte forsøg. Han har derigennem gjort det muligt for mig at få en masse måledata og erfaringer til mit projekt. Tak til ham for et godt samarbejde igennem alle årene.

Håndværkerne på Halmfortet: Freddy Christensen, Steen Nielsen, Erik Hansen og Torben Lyngbech har alle hjulpet meget med de praktiske ting i forbindelse med bl.a. opbygning af 500 kW anlægget og forsøgskørslerne. Tak til Jer for hjælpen til mit ph.d. projekt og det gode samarbejde vi har haft. Tak også til de øvrige på Halmfortet, som i det daglige har gjort det til et godt sted at være fagligt som socialt.

Slutteligt en tak og en undskyldning til min familie for at have måttet udholde skæve arbejdstider i forbindelse med forsøgene, lugten af gris og endeløse fortællinger om fluid beds og svinemøg...

Rasmus Glar Nielsen
26. Januar 2007

Resumé

Denne ph.d. afhandling omhandler Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed (LT-CFB) forgasningsprocessen, som har været under udvikling siden 1999 med Peder Stoholm, DFBT som opfinder og projektleder og med DTU/MEK som én af de 5 primære projektpartnere. Undervejs er bygget et 50 kW og et 500 kW forsøgsanlæg på DTU, hvori adskillige forskellige brændsler og driftssituationer er afprøvet, og der er opbygget en partikelpopulationsmodel af konceptet foruden systembetragtninger og skitseprojektering af et 6 MW anlæg.

LT-CFB processen er designet til effektiv omdannelse af biomasse med højt indhold af aske og alkali til en brændbar gas og separering af asken til en særskilt askebeholder. Ved at holde den maksimale temperatur i anlægget på ca. 750°C kan kalium, fosfor og det meste klor holdes på fast form bundet i asken, hvorved det kan separeres fra produktgassen, og problemer med højtemperaturkorrosion, belægnings og agglomering reduceres væsentligt. Produktgassen, der er rensat for aske og alkali, kan bruges til f.eks. tilsatsfyring og substitution af kul på kraftværker til produktion af kraftvarme med høj elvirkningsgrad uden problemer med afsætning af askeprodukter, korrosion og belægnings. De testede brændsels typer er halm, hønse- og svinegødning samt afgasset husdyrgødning. Processen forventes dog også velegnet til forgasning af spildevandsslam, husholdningsaffald, energiafgrøder o.l.

I dette projektforsøg er gennemført forsøg med 50 kW forsøgsanlægget på DTU med 3 forskellige brændsler, og på basis af disse driftserfaringer er et 500 kW anlæg blevet designet og opført på DTU. Dette inkl. måleudstyr og datalogning samt et komplet PLC baseret styringsprogram, der bl.a. styrer brændselsindføringen og temperaturen i koksreaktoren automatisk. Igennem et kort opstartsforsøg og 4 egentlige forsøg er der opnået et solidt driftserfaringsgrundlag med 500 kW anlægget, og de mange indhentede forsøgsdata har givet basis for løbende optimering af processen. Desuden er der skitseret et 6 MW LT-CFB anlæg med svinegødning som brændsel, og foretaget systembetragtninger, der viser masse- og energibalancer fra svinestalden til askebeholder og produceret kraftvarme. Forsøgene har desuden givet inputdata til en partikelpopulationsmodel af hele anlægget, der har givet øget forståelse for sammenhængen imellem procesparametre og partikelstørrelsesfordelinger af sand, aske og koks rundt omkring i anlægget.

Dette ph.d. projekt har dermed bidraget til at bringe LT-CFB processen videre fra teoretiske betragtninger og et lille forsøgsanlæg, til at der med et optimeret 500 kW anlæg er indhentet værdifulde driftserfaringer, der har givet basis for skitsering af et 6 MW anlæg. Desuden er der leveret et datagrundlag, der kan benyttes til fremtidig optimering og opskalering af processen.

Abstract

This Ph.d. thesis is about the Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasification process, that has been under development since 1999, with Peder Stoholm, DFBT as inventor and project manager, and with DTU/MEK as one of the 5 primary project partners. A 50 kW and a 500 kW test plant have been built at DTU, where several different fuels and parameters have been tested, a particle population computermodel of the concept has been programmed, an overall system study has been performed, and the layout of a 6 MW plant has been sketched and evaluated.

The LT-CFB process is designed for efficient conversion of biomass with high content of ash and alkaline, into a combustible gas and separation of the ash to a separate ash container. By keeping the max temperature in the plant below approx. 750°C, potassium, phosphorus and most chlorine can be kept at solid state in the ash. It is thereby possible to separate it from the product gas, and problems relating to high temperature corrosion, deposits and agglomeration are reduced significantly. The product gas, which has been cleaned for ash and alkaline, can be used for e.g. cofiring and substitution of coal at powerplants, for production of combined heat and power at high electrical efficiency without problems relating to use of ash products, corrosion and deposits. The tested fuels are straw, hen- and pigmanure and biogas residue. The process is however also expected suitable for gasification of sewage sludge, household waste, energy crops etc.

During this project, tests has been performed with the 50 kW test plant at DTU, with 3 different fuels and on the basis of the experience gained from this, a 500 kW plant was designed and built at DTU. This included all measuring equipment, data logging and a PLC based computer control program, which for instance controls the fuel input and the temperature in the char bed automatically. During a short preliminary test and 4 longer tests a solid experience with the 500 kW plant has been gained, and all the many data from the tests has contributed to the ongoing optimization of the process. Furthermore a 6 MW LT-CFB plant has been sketched using pig manure as fuel, and a system study has been performed showing mass and energy balances from the pig stable to the ash container and produced heat and power. The tests has also given input data to a particle population model of the whole process, which has given increased understanding of the connection between process parameters and particle size distributions of sand, ash and char in the plant.

This Ph.d. project has thereby contributed to bringing the LT-CFB process from theory and a small test plant to an optimized 500 kW plant, with which valuable experiences has been gained, and a 6 MW plant has been sketched. Furthermore data has been produced, that can be used for future optimization and up scaling of the process.

Indholdsfortegnelse

<u>1</u>	<u>INDLEDNING.....</u>	<u>1</u>
1.1	BAGGRUND.....	1
1.2	FORMÅL.....	2
1.3	PH.D. PROJEKTETS INDHOLD OG AFGRÆNSNING.....	2
1.4	AFHANDLINGENS OPBYGNING	3
<u>2</u>	<u>LT-CFB KONCEPTET.....</u>	<u>4</u>
2.1	LT-CFB KONCEPTBESKRIVELSE	4
2.2	BRÆNDSLER OG ANVENDELSESMULIGHEDER	5
2.3	FORSØGSANLÆGGENE PÅ DTU	6
<u>3</u>	<u>FORSØG MED 50 KW ANLÆGGET</u>	<u>10</u>
3.1	FORHISTORIE	10
3.2	OVERBLIK OVER SENESTE 50 kW FORSØG	10
3.3	SKALAFORSØG MED HALM.....	11
3.4	SVINEGØDNINGSFORSØG.....	12
3.5	HØNSEGØDNINGSFORSØG	13
<u>4</u>	<u>FORSØG MED 500 KW ANLÆGGET</u>	<u>15</u>
4.1	INDLEDENDE TESTS.....	15
4.2	BRÆNDSLER	16
4.3	FORSØGSOVERBLIK.....	16
4.4	HALMFORSØG UGE 9 - 2005	17
4.5	SVINEGØDNINGSFORSØGET UGE 19 - 2005.....	20
4.6	FORSØG MED AFGASSET GYLLE FRA PRÆSTØ UGE 36 - 2005	22
4.7	FORSØG MED AFGASSET GYLLE FRA FANGEL UGE 39 - 2006.....	25
4.8	RESULTATER.....	32
4.9	DISKUSSION	46
<u>5</u>	<u>MODELLERING AF LT-CFB PROCESSEN.....</u>	<u>50</u>
5.1	OVERORDNET BESKRIVELSE AF MODELLEN.....	50
5.2	GRUNDLÆGGENDE LIGNINGER I MODELLEN.....	52
5.3	MODELOPBYGNING	54
5.4	RESULTATER.....	55
5.5	SAMMENLIGNING AF MODELRESULTATER MED FORSØGSDATA	67
5.6	DISKUSSION	70

<u>6</u>	<u>SYSTEMBETRAGTNINGER.....</u>	<u>72</u>
6.1	BRÆNDELSPOTENTIALER.....	72
6.2	MASSE- OG ENERGIBALANCER FOR LT-CFB ANLÆG BASERET PÅ HUSDYRGØDNING	74
6.3	NÆRINGSSTOFBETRAGTNINGER.....	80
<u>7</u>	<u>SKITSEPROJEKT AF 6 MW LT-CFB ANLÆG</u>	<u>82</u>
7.1	LOVBARRIERER	82
7.2	BRÆNDEL OG LOGISTIK	82
7.3	DESIGN AF LT-CFB ANLÆG	84
7.4	MULIGE PLACERINGER	85
7.5	ØKONOMI	86
<u>8</u>	<u>FREMTIDEN FOR LT-CFB PROCESSEN</u>	<u>90</u>
8.1	BRÆNDSLER OG ANLÆGSKONFIGURATIONER.....	90
8.2	KONKURRERENDE TEKNOLOGIER.....	90
<u>9</u>	<u>KONKLUSION</u>	<u>92</u>
<u>10</u>	<u>NOMENKLATUR</u>	<u>94</u>
<u>11</u>	<u>LITTERATURLISTE</u>	<u>96</u>
<u>12</u>	<u>APPENDIKS A: BAGGRUNDSTEORI FOR MODEL</u>	<u>98</u>
12.1	PARTIKELPOPULATIONSMODELTEORI.....	98
12.2	NEDSLIDNINGSTEORI.....	100
12.3	ELUTRIATIONSTEORI	103
12.4	CYKLONTEORI	105
<u>13</u>	<u>APPENDIKS B: KOKSREAKTIVITET, TJÆRE OG PYROLYSE.....</u>	<u>107</u>
13.1	KOKSREAKTIVITET	107
13.2	TJÆREDUGPUNKT FOR LT-CFB PRODUKTGASSEN	112
13.3	BEREGNING AF PYROLYSEGASSAMMENSÆTNING	113
<u>14</u>	<u>APPENDIKS C: BEREGNING AF PARTIKELCIRKULATIONSRATE</u>	<u>117</u>

Bilagsoversigt

Rapporter og artikler

Nr.	Titel
-----	-------

- | | |
|---|--|
| 1 | <i>Afklaring af LT-CFB forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser samt bygning af 500 kW LT-CFB anlæg.</i> Slutrapport PSO projekt nr. 3106 |
| 2 | <i>The Low Temperature CFB gasifier – Further test results and possible applications.</i> Artikel fra Biomassekonferencen i Amsterdam 2002 |
| 3 | <i>The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW test plant.</i> Artikel fra ECOS konferencen København 2003 |
| 4 | <i>The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW plant.</i> Artikel fra Biomasse konferencen i Rom 2004 |
| 5 | <i>The Low Temperature CFB gasifier – First test results from the 500 kW test plant.</i> Artikel fra Biomasse konferencen i Paris 2005 |
| 6 | <i>Programudskrift af partikelpopulationsmodel.</i> |

1 Indledning

1.1 Baggrund

Nationalt og internationalt er det erkendt, at brug af biomasse til el-fremstilling er en god og oplagt måde at nedsætte CO₂ udslippet på, da det i høj grad kan substituere fossile brændsler. Desuden kan det nedsætte afhængigheden af udenlandske brændsler og give øget forsyningssikkerhed og indenlandske arbejdspladser. En lovende metode er termisk omdannelse af biomasse til en ren, brændbar gas, som kan afbrændes i f.eks. eksisterende kraftværkskedler med høj elvirkningsgrad. Ved sådan samfyring på kraftværker kan eksempelvis kul substitueres på en brændselsfleksibel, økonomisk og miljømæssig fordelagtig måde.

LT-CFB (Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed) forgasningskonceptet sigter imod at omsætte problematisk biomasse til brændbar gas med lavt indhold af belægningsdannende og korrosive stoffer. Især landbrugsafledt biomasse, som halm og husdyrgødning, indeholder store mængder aske, kalium og klor, som ved direkte afbrænding i kraftværkskedler medfører belægninger, korrosion og deaktivering af en evt. deNO_x katalysator. Ved at separere asken fra biomassen inden afbrænding kan der opnås højere elvirkningsgrader og mindre omkostninger til vedligeholdelse af kedlen.

LT-CFB konceptet fungerer ved opdelt pyrolyse og koksforgasning ved lave og meget velkontrollerede temperaturer, hvorfor bl.a. kalium forbliver på fast form bundet i askepartiklerne, og derfor kan udskilles vha. en simpel cyklon. Biomasseasken vil efterfølgende kunne bruges som f.eks. landbrugsgødning. En fordel ved konceptet i relation til samfyring med kul er derved, at biomasseasken holdes separat fra kulasken og askerne kan således udnyttes optimalt hver for sig. LT-CFB konceptet har desuden lave etablerings- og vedligeholdelsesomkostninger grundet simpel opbygning og de relativt lave procestemperaturer.

I LT-CFB forsøgsanlæggene konverteres op imod 90% af brændværdien i biomassen til brændværdi i gassen, men i fremtidige opskalerede anlæg forventes værdier over 95%.

LT-CFB processen blev opfundet og patentanmeldt sidst i 1990'erne af ingeniør Peder Stoholm fra firmaet Danish Fluid Bed Technology (DFBT). LT-CFB konceptets duelighed blev indledende verificeret igennem forsøg med 50 kW forsøgsanlægget som blev opbygget i 1999 på DTU. Frem til starten af dette ph.d. projekt i 2003 blev der desuden foretaget flere analyser og opbygget mindre computermodeller blandt andet i regi af flere studenterprojekter på DTU og AUE.

LT-CFB projektet har fra starten været støttet først af Energistyrelsens CO₂-midler, dernæst EFP ordningen og senest af PSO midlerne. Partnerne i projektet har i det meste af forløbet været DFBT, DTU/MEK, Anhydro (tidligere Rica-Tec), FORCE Technology (tidligere dk-teknik) og DONG Energy (tidligere Elsam Engineering).

Forud for arbejdet rapporteret i denne ph.d. afhandling var status, at konceptet var blevet verificeret og det havde vist sig, at man godt kunne omsætte halm i denne modificerede cirkulerende fluid bed proces ved lav temperatur. Derved kunne problematisk agglomering undgås og de fleste alkali askestoffer holdes på fast form, og separeres fra den uafkølede produktgas sammen med asken vha. en simpel cyklon. I løbet af mit eksamensprojekt (2001-2002) blev der fokuseret på koksomsætningen og igennem optimering af 50 kW anlægget og forsøgsparametrene blev der opbygget øget forståelse for kokstabsmekanismerne, og kokstabet blev bragt ned på et tilfredsstillende niveau.

1.2 Formål

Det overordnede formål med ph.d. projektet er at bidrage til at komme skridtet videre fra teori og et lille forsøgsanlæg til at opbygge værdifulde driftserfaringer og et stort vidensgrundlag og igennem opbygning af et 500 kW forsøgsanlæg komme nærmere på at bygge kommercielle fuldskala LT-CFB anlæg i MW klassen.

Konkret er formålet:

- Bidrage til dimensionering og opbygning af et 500 kW LT-CFB forsøgsanlæg på DTU
- Bidrage til indkøring og test af 500 kW anlægget
- Bidrage til optimering af anlægget mht. bl.a. koksomsætning
- Bidrage til eftervisning af konceptets forventede store brændselsfleksibilitet for at kunne øge markedsmulighederne for processen.
- Opbygge en computermodel der kan give øget forståelse for processen og bidrage til fremtidig optimering og opskalering.

1.3 Ph.d. projektets indhold og afgrænsning

Imellem eksamensprojektets afslutning og ph.d. projektets start var min hovedaktivitet som ansat i DFBT at udføre 50 kW LT-CFB forsøg samt opbygning af et vidensgrundlag for modellering af processen.

En del af tiden i starten af ph.d. projektet gik med at bidrage til design og dimensionering af 500 kW forgasseren, som Peder Stoholm, DFBT var ansvarlig for, og sørge for bl.a. beton og flisefundament samt tag over forgasseren. Dette ved selv at bidrage og ved instruktion af og samarbejde med DTU's håndværkere. Dernæst design og indkøb af brændselshåndteringssystemet (knusning af piller, pneumatisk transport og 2 siloer til lagring og eksakt dosering). Desuden bidrag til opbygning af alt måleudstyr (bl.a. indkøb, opbygning, kalibrering og dataopsamling af alle tryk- og temperatursignaler) og hardware til det elektriske system og PLC styringen. Hele PLC programmet opbyggede jeg med Siemens Step 7 lite software, og programmet blev løbende forbedret med bl.a. automatisering af brændselsindfødningsen, sikkerhedsrutiner og nedlukningsprocedurer og senest automatisk styring af temperaturen i koksbedden. I forbindelse med klargøringen af anlægget til forsøg var jeg arbejdsleder for håndværkerne og lagde tids- og arbejdsplaner, og jeg bidrog således i høj grad til at forsøgene blev udført i henhold til den tidsplan, der var lovet bevillingsgiverne.

Efter forsøgene har jeg udført en stor del af databehandlingen af forsøgsdata og stået for første udkast til forsøgsrapporterne for 50 og 500 kW forsøgene (disse er alle fortrolige, men slutrapporten i bilag 1 beskriver forsøgene summarisk). Forsøgsresultaterne er blevet præsenteret hvert år fra 2002 til 2005 på konferencer, hvortil jeg har leveret første udkast til artikler (bilag 2, 3, 4 og 5) og postere samt foretaget mundtlig præsentation.

Jeg har også bidraget til skitseprojekteringen af et 6 MW anlæg, som Elsam Engineering var tovholder på, og har i 2 specialkurser i løbet af ph.d. forløbet arbejdet selvstændigt med at forstå funktionen af K, P og Cl i korn og dyrefoder og dermed i halm og husdyrgødning samt gennemført systemstudier for LT-CFB og biogasanlæg. Jeg har desuden opbygget en partikelpopulationsmodel af LT-CFB processen med teoretisk basis i litteraturen (se programudskrift i bilag 6).

Ph.d. projektet er i høj grad formuleret, således at det bidrager til PSO projektets aktiviteter, og jeg har undervejs deltaget og bidraget til alle projektmøder og til de løbende udviklingsstrategiske overvejelser.

1.4 Afhandlingens opbygning

Afhandlingen består i sin helhed af følgende dele:

1. Hovedrapport:

Sidst i hovedrapporten er inkluderet 3 appendiksafsnit (A, B og C). Oversigt over indholdet i hovedrapporten og appendiks fremgår af indholdsfortegnelsen (side IV, V, VI i starten af denne rapport).

2. Bilag:

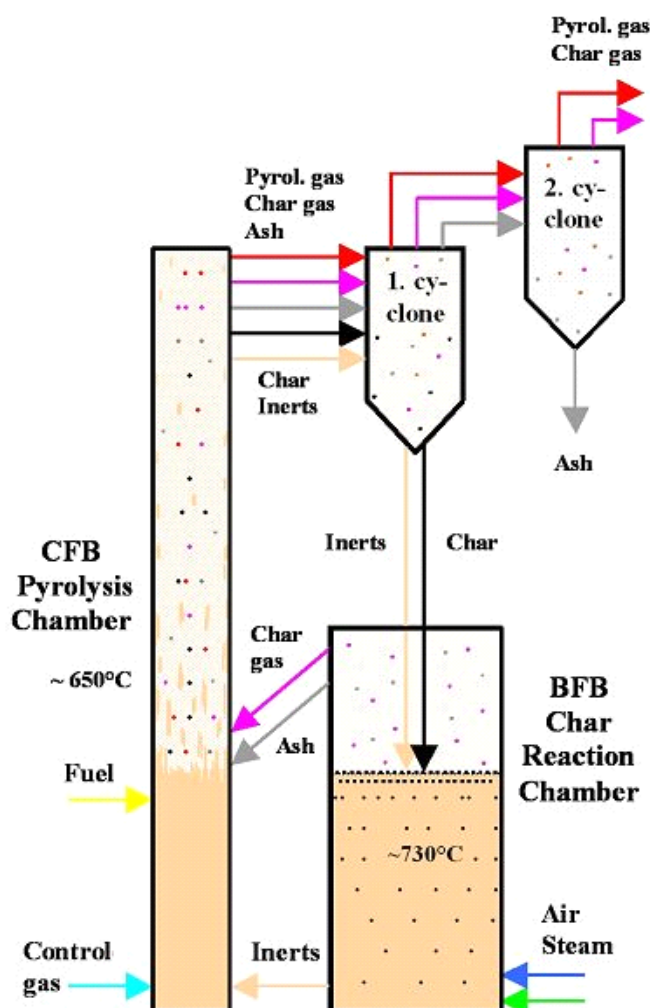
Består af i alt 6 bilag (2 rapporter og 4 artikler), som tidligere er udgivet i samarbejde med andre. Dette med undtagelse af bilag 6, som er en programudskrift af den partikelpopulationsmodel, som beskrives i afsnit 5 i denne hovedrapport. De 6 bilag er samlet i én bilagsrapport, der hører til afhandlingen.

2 LT-CFB konceptet

Konceptet vil her blive beskrevet overordnet. For yderligere oplysninger henvises til tidligere udarbejdede rapporter og artikler om dette anlæg bl.a. [Glar Nielsen, 2002] eller [Glar Nielsen et al, 2005].

2.1 LT-CFB konceptbeskrivelse

Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningskonceptet (Figur 2.1) er designet til forgasning af besværlige bio- og affaldsbrændsler med højt indhold af lavtsmeltende askestoffer, og baserer sig på en særskilt pyrolyse- og forgasning. Temperaturen af begge processer holdes under askekomponenternes smeltepunkt som f.eks. for kaliumchlorids (KCl) vedkommende er 773°C . Desuden vil de potentielt korrosive (primært klor) og belægningsdannende stoffer (primært kalium), forlade forgasseren på fast form bundet til askepartiklerne. Ved at rense den producerede gas for askepartikler gøres den velegnet til afbrænding i kraftværkskedler med høj overhedningstemperatur og dermed høj elvirkningsgrad, da problemer med korrosion og belægninger minimeres. Desuden reduceres passivering af en evt. HD de- NO_x katalysator og ved samfyring af biomasse og kul kan askerne holdes adskilt og benyttes hver for sig til f.eks. gødning og cementproduktion. Andre udnyttelser af gassen og mulige brændsler beskrives i afsnit 2.2.



Figur 2.1: Flowdiagram for LT-CFB konceptet

Brændslet findeles til en partikel størrelse på max 3 mm og indføres via en snegl i pyrolysekommeret, hvor en kraftigt boblende bed af ~650°C varmt sand og en inert atmosfære sørger for en hurtig pyrolyse, efterladende en lille koksrest indeholdende ca. 20% af brændslets oprindelige tørre, askefri masse, men godt 30% af brændværdien. Grundet en høj gashastighed i pyrolysekommeret bliver de lette kokspartikler og en del af sandet båret op igennem pyrolysekommeret, og i en primærcyklon bliver gas og partikler separeret. Koksen og sandet bliver ledt ned i koksreaktoren, som er en boblende fluid bed (BFB), bestående af 1-10 masse% koks under omsætning (afhængig af brændsel og last) og resten en blanding af sand og aske. Her tilføres luft og damp, som omsætter koksen til gas, som sammen med de fineste askepartikler blæser ovenud af koksreaktoren og føres til pyrolysekommeret, hvor gassen er med til at skabe hastighed til cirkulering af sand og koks. Askepartiklerne bliver typisk ikke effektivt opfanget af primærcyklonen, da de er for små og lette, og føres derfor med gassen til en mere effektiv sekundærcyklon, som separerer asken fra gassen. Asken ledes ned i en askebeholder, og gassen kan føres ind i en kedel og afbrændes eller benyttes til andre formål.

Energien til tørring, opvarmning og pyrolyse af brændslet i pyrolysekommeret kommer fra koksreaktoren, hvor reaktionerne er overvejende exoterme, og tilføres via det cirkulerende sand. Der er således ikke behov for hedeblader, hverken til pyrolyse eller forgasning, da processen kan hvile termisk i sig selv.

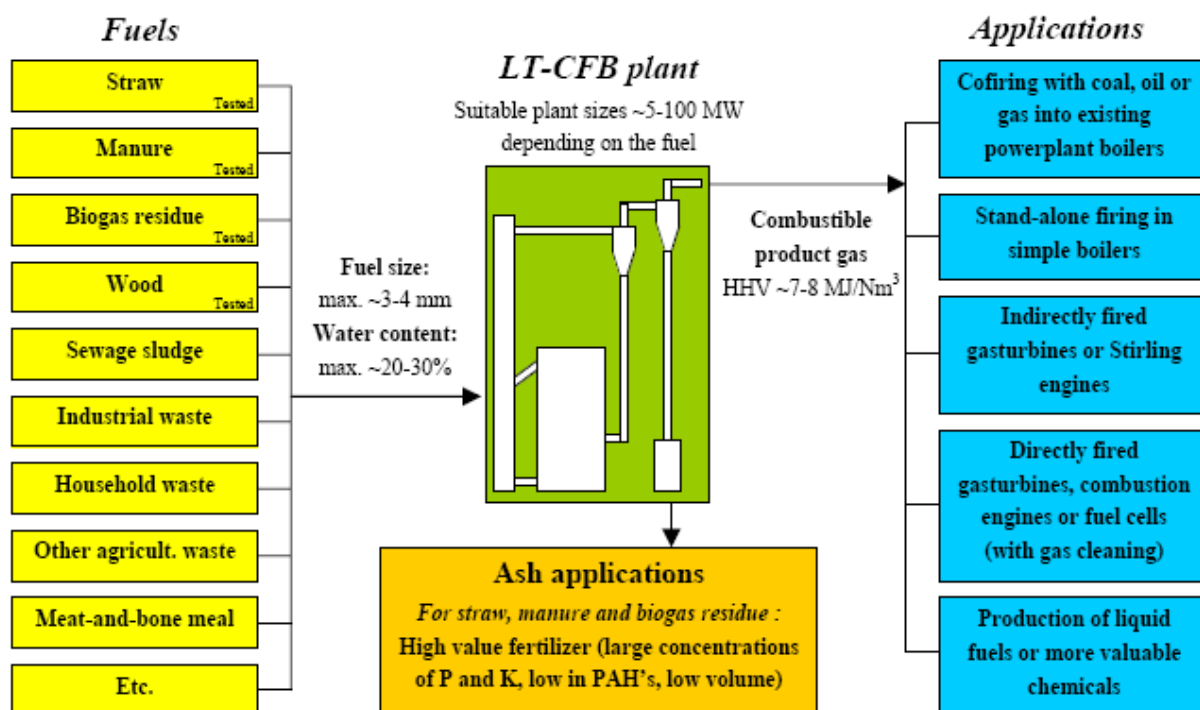
Temperaturen i koksreaktoren styres ved passende tilførsel af luft og for at opnå en tilstrækkelig koksomsætning kan tilføres en mindre mængde vanddamp, som reagerer via endoterme reaktioner. Temperaturen i pyrolysekommeret kontrolleres, ved at styre hvor meget sand der cirkuleres fra koksreaktoren til pyrolysekommeret.

Konceptet baserer sig som udgangspunkt på simpel gasrensning med en varm cyklon uden forudgående rågaskøling, idet gassen bliver tilført varmt til en kraftværkskedel. Rågaskøling giver typisk problemer med belægninger og korrosion og vil fordyre processen. Hvis rågaskøling ønskes inkluderet med henblik på en mere effektiv gasrensning (evt. også tjærekrakning), forventes dette relativt uproblematisk, da produktgassen stort set ikke indeholder hverken gasformige alkaliforbindelser eller tunge tjærestoffer.

2.2 Brændsler og anvendelsesmuligheder

Grundet de relativt lave temperaturniveauer i LT-CFB anlægget (max. ~730°C afhængig af brændsel) opstår der ikke problemer med askesmeltning og agglomering af bedmaterialet. Dette ses ellers typisk i mere almindelige fluid bed anlæg, som opererer ved højere temperaturer, hvorved det er nødvendigt løbende at overvåge bedmaterialets kemiske sammensætning og eventuelt korrigere ved tilsætning af additiver. LT-CFB konceptet er derfor i stand til, at omsætte stort set hvad som helst, som Figur 2.2 indikerer. I perioden 1999-2007 er konceptet blevet testet på 2 typer vanskelig halm, hønsegødning, 2 typer svinegødning, 2 typer afgasset husdyrgødning fra biogasanlæg og et kort forsøg på træ er også

gennemført. Brændslerne har haft askeindhold på helt op til 44% (tør basis) og højt indhold af kalium, klor og fosfor.



Figur 2.2: Brændsler og anvendelsesmuligheder for LT-CFB konceptet

I første omgang satses på et simpelt anlægskoncept, hvor gasrensning blot foretages med en simpel cyklon ved ca. 650°C. Produktgassen indeholder derfor en del tjærestoffer, som ved stor nedkøling vil give klistrende belægninger. Holdes gassen dog varm og brændes af direkte ved f.eks. tilsatsfyring til en eksisterende kulfyret kedel, vil tjæren ikke give problemer, men vil blot blive brændt af. Da 90-95% af asken er blevet tilbageholdt i LT-CFB askebeholderen, vil gassen kunne brændes af i en moderne kedel med høje dampdata og dermed høj elvirkningsgrad (op til 45-50%). Ved konventionel afbrænding af f.eks. halm i mellemstore ristefyrede kedler opnås kun op til ca. 30% elvirkningsgrad for at undgå problemer med korrosion og belægninger fra halmasken.

LT-CFB gassen kan dog også benyttes uden gasrensning ved afbrænding i andre typer anlæg eller ved mere effektiv støvseparation og tjærekraeking i f.eks. gasturbiner og brændselsceller. Da processen som nævnt giver en høj andel af tjære i gassen grundet den hurtige og effektive pyrolyse kan denne tjære også udkondenseres og bruges som flydende biobrændsel i bl.a. kedler eller som basis for produktion af mere værdifulde brændsler eller kemikalier.

Betragtningerne i dette ph.d. projekt er afgrænset til, at processen udelukkende benyttes med simpel rensning af gassen med en cyklon og afbrænding af gassen i en kedel til effektiv elproduktion f.eks. ved tilsatsfyring med kul.

2.3 Forsøgsanlæggene på DTU

På DTU er placeret både et 50 og et 500 kW (indfyret) LT-CFB forsøgsanlæg, som er blevet

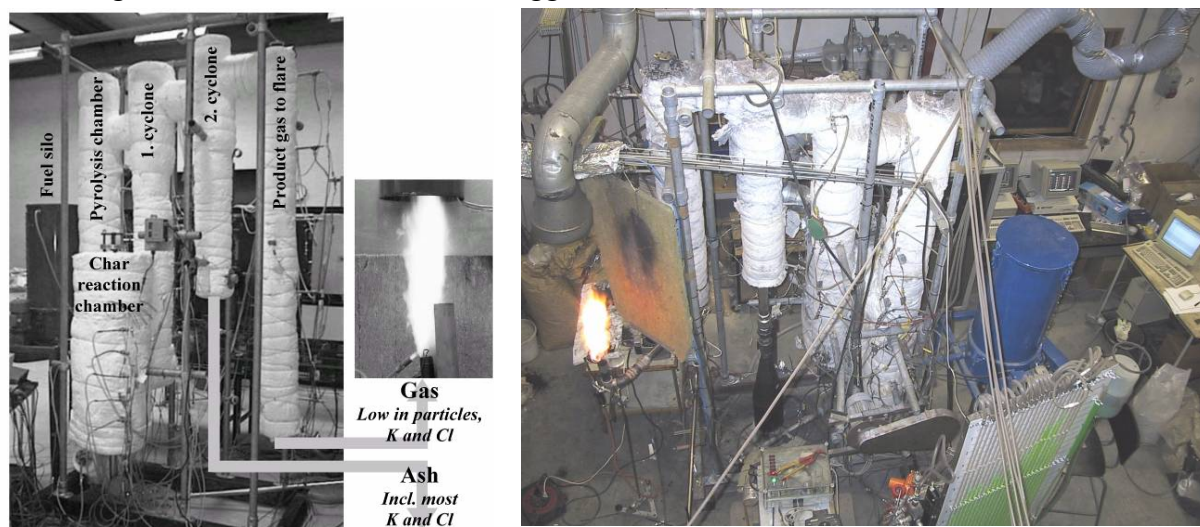
benyttet til kortere tests af forskellige brændsler og parameterstudier fra 1999 og frem. I 2006 blev udført et skitseprojekt af et 6 MW anlæg, som er beskrevet i afsnit 7.

2.3.1 50 kW anlægget

I Figur 2.3 ses 50 kW forsøgsanlægget, der blev opbygget som led i et DTU midtvejsprojekt i 1999 og finansieret af midler fra Energistyrelsen. Anlægsopbygningen og de tidlige forsøg, der blev foretaget samt modelleringsarbejde m.m., er bl.a. beskrevet i følgende rapporter:

- Dimensionering og opbygning: [Glar Nielsen et al, 1999]
- Indkøring og første forsøg: [Glar Nielsen og Nygaard, 1999]
- Parametervariationsforsøg og modellering af pyrolysen: [Sarbæk og Tobiasen, 2001]
- Længere forsøg og modellering af koksomsætningen: [Glar Nielsen, 2002]

De forsøg, der er udført med 50 kW anlægget efter 2002, vil blive beskrevet i afsnit 3.



Figur 2.3: 50 kW LT-CFB forsøgsanlægget på DTU lige efter opførelse og under drift

Anlægget var udlagt til 50 kW indfyret på halm, men dette er senere nedjusteret til mere optimalt 40-45 kW. På hønse- eller svinegødning kan lasten dog være op til 60 kW. Anlægget har lige fra forsøgsstart teknisk virket godt, og den eneste ombygning der er blevet foretaget er en forhøjelse af koksreaktoren for at forbedre koksomsætningen. Anlægget er blot opbygget i rustfaste stålrør uden keramisk foring, men der har efter i alt 120 timers drift ikke været problemer med gennemtæring. Gassen fra anlægget blev afbrændt i en åben fakkel under en udsugning, hvorved det var nemt at vurdere driften og gaskvaliteten kvalitativt på flammens størrelse og udseende.

2.3.2 500 kW anlægget

Efter at have udført knap 100 timers forsøg med 50 kW anlægget var det oplagte næste skridt i udviklingen af LT-CFB processen at bygge et opskaleret anlæg. Dette skulle designmæssigt i højere grad ligne anlæg i kommerciel størrelse på mange MW, dvs. med keramisk forede reaktorer, og med et design der kunne undvære tilsætning af store mængder af N_2 . Brændselssiloen i 50 kW anlægget var desuden lettere tryksat, og det var nødvendigt at

foretage et stop af anlægget ca. hver tredje time for at påfylde brændsel. På 500 kW anlægget blev lavet et slusesystem, som automatisk kunne påfylde brændsel, så der kunne opnås kontinuert drift.

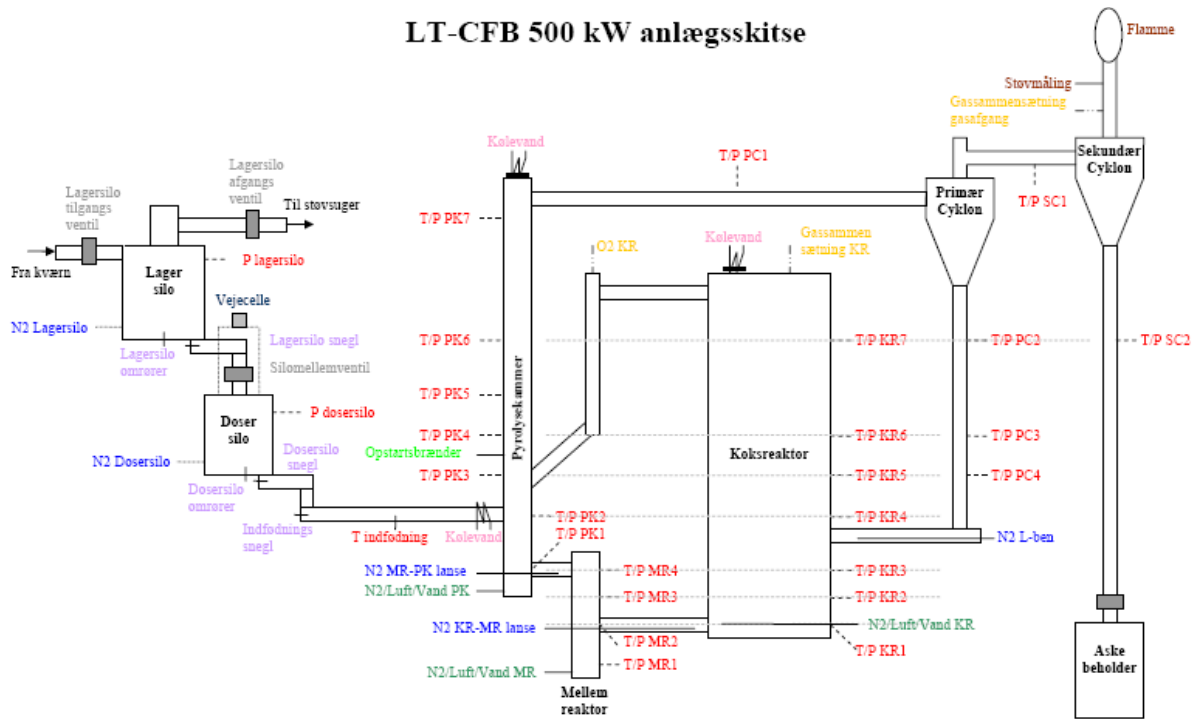
Som et led i ph.d. projektet blev der bidraget til designet af det nye 500 kW anlæg på basis af erfaringerne, der var gjort med 50 kW anlægget. Tovholder på designet var Peder Stoholm, DFBT, og projektet blev finansieret af PSO projekt nr. 3106. Slutrapporten for dette projekt, som indeholder detaljeret beskrivelse af designet og opbygningen af 500 kW anlægget, er vedlagt som bilag 1.

500 kW anlægget (nominelt indfyret) blev opført i 2003-04 og den første opstart fandt sted i december 2004. I perioden fra 2004 til slutningen af 2006 er der udført 5 forsøg med i alt ca. 186 timers drift.



Figur 2.4: 500 kW forsøgsanlægget på DTU ved levering og under drift

Figur 2.4 viser 500 kW anlægget ved levering og under drift med afbrænding af gassen på taget. Selve forgasserens komponenter består indefra og ud af en keramisk foring, indvendig isolering, stålskal og udvendig isolering. Udvendigt på stålskallen af alle komponenter er viklet eltracing til brug ved opstart.



Figur 2.5: Skitse af 500 kW anlægget med angivelse af målesteder og tilførsler

Figur 2.5 viser skematisk opbygningen af anlægget, indfødningssystemet, målesteder for tryk, temperatur og gassammensætning samt tilførselssteder af luft, N₂ og damp/vand. I forhold til 50 kW anlægget er eneste procesændring, at der er tilføjet en mellemreaktor. I 50 kW anlægget blev brugt store mængder af N₂ til fluidisering af pyrolyse-kammeret, og dette skal undgås i større anlæg. Ved tilførsel af luft og vand til bunden af mellemreaktoren reagerer dette med koksen i det cirkulerende bedmateriale, således at gassen er inert, når den løber fra mellemreaktor til pyrolyse-kammer, og den bruges til fluidiseringen i stedet for N₂. Under forsøgene er det dog forsøgt at tilføre luft direkte til bunden af pyrolyse-kammeret, og da de nødvendige mængder er beskedne, er dette dermed en mulighed også i større anlæg, hvorfor mellemreaktoren derved kan spares væk. Forud for forsøget i september 2006 blev der tilført en tertiær-cyklon i serie efter sekundær-cyklonen. Dette for at rense gassen yderligere for støv, og for således også at tilbageholde en større andel af asken.

3 Forsøg med 50 kW anlægget

3.1 Forhistorie

I eksamensprojektperioden (2001-02) blev der gennemført 45 timers forsøgsdrift fordelt på 3 forsøg med halm, som er beskrevet i [Glar Nielsen, 2002]. Forud for dette har der i perioden 1999-2001 været udført 15 kortere forsøg på i alt 39 timer heraf 2 timer på træ og resten på halm (de første forsøg er beskrevet i bl.a. [Glar Nielsen og Nygaard, 1999] og resten i [Sarbak og Tobiasen, 2001]).

De første forsøg med 50 kW anlægget blev foretaget for at indkøre anlægget, og eftervise om det teknisk var muligt at forgasse halm i denne nye proces, baseret på cirkulerende fluid bed teknologi ved en lav temperatur i forhold til hvad der tidligere var gjort andre steder. Desuden var det formålet at undersøge, hvorvidt askekomponenterne (især kalium og klor) kunne tilbageholdes i asken på fast form, og om agglomering af bedmaterialet kunne undgås. Resultaterne fra disse forsøg var meget positive. I den næste serie af korte forsøg blev der foretaget parametervariationer for at afdække det optimale driftsvindue og betydningen af at tilføre damp til koksreaktoren. Derefter var det ønsket at foretage nogle længere forsøg for at afdække eventuelle nye problemer. Det første var et 24 timers forsøg, hvor der viste sig problemer med koksomsætningen. Dette blev dog bedre under de efterfølgende 12- og 7½ timers forsøg bl.a. ved at øge temperaturen og sænke lasten. De tre forsøg (24-, 12- og 7½ timers forsøget) er beskrevet i bilag 1 og [Glar Nielsen, 2002].

3.2 Overblik over seneste 50 kW forsøg

I perioden oktober 2002 til april 2004 (efter eksamensprojekt perioden) blev der udført 4 forsøg.

Titel	Dato	Varighed	Formål
Skalaforsøg (hvedehalm 2002)	30/10-02	10 timer	Referenceforsøg på ny halmtyp
Svinegødningsforsøg	27/03-03	12 timer	Første forsøg på svinegødning
Høsegødningsforsøg 1	31/03-04	7 timer	Første forsøg på høsegødning
Høsegødningsforsøg 2	14/04-04	9 timer	Andet forsøg på høsegødning

Tabel 3.1: Udførte 50 kW forsøg efter eksamensprojektet

Skalaforsøget blev udført på samme hvedehalm, som det nye 500 kW anlæg skulle indkøres på og skulle tjene som referenceforsøg inden opstarten. Med svinegødningsforsøget startede et nyt fokusområde, da resultaterne viste sig meget positive. Høsegødningsforsøget var tilsvarende et vellykket forsøg på yderligere at eftervise processens brændselsfleksibilitet. Grundet mekanisk sammenbrud af indfødningssneglen blev dette forsøg opdelt i to forsøg på 7 og 9 timer i stedet for ét langt forsøg.

Siden april 2004 har 50 kW anlægget ikke kørt, da der er blevet fokuseret på 500 kW anlægget, der blev opstartet i december 2004.

3.3 Skalafor søg med halm

Den 30. oktober 2002 blev der udført et 10 timers forsøg med en hidtil uafprøvet hvedehalmtype på 50 kW anlægget. Forsøget var finansieret af PSO projekt nr. 3106, og er beskrevet mere fyldigt i bilag 1.

3.3.1 Formål og brændsel

Der var 2 primære formål med skalaforsøget, som skulle tilgodeses, idet baggrunden var at der blev fremskaffet knap 6 tons halmpiller primært til brug ved opstart og under de første forsøg med det nye 500 kW anlæg. Da denne halm markant adskilte sig fra den tidligere benyttede, var det ønsket at køre et reference forsøg på 50 kW anlægget inden opstart af 500 kW anlægget. Desuden forelå der efter de tidligere udførte halmforsøg en række forslag til, hvorledes kokstabet fra processen kunne mindskes, hvoraf nogle kunne afprøves i dette forsøg.

Formål for 50 kW skalaforsøget med halm 30. oktober 2002

- 1) At køre et referenceforsøg på samme halm som til opstart af det nye 500 kW anlæg
- 2) At sænke kokstabet i forhold til tidligere udførte forsøg

Den benyttede nye hvedehalm blev høstet i 2002 i Kolindsund, og havde et højt indhold af kalium og klor og et ekstremt højt askeindhold.

	Fugt	Aske	Kalium	Klor	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(tør)	(tør)	(beregnet øvre, rå)
Hvedehalm 2002	11,0%	12,2%	1,7%	0,6%	14,9 MJ/kg

Tabel 3.2: Analysedata for benyttet hvedehalm 2002

Der var tidligere omsat knap ca. 915 kg hvedehalm fra høsten 1995 i 50 kW anlægget med 6,7% aske, 1,8% kalium og 0,6% klor (alle tør basis) i løbet af i alt ca. 82 timers forsøg.

3.3.2 Forsøgsbeskrivelse og resultater

Anlægget blev påfyldt sand udtømt fra de tidligere forsøg. Da indfoderen gav en lavere mængde og brændværdien af halmen var lavere end forventet, blev forsøget kørt ved en indfyret effekt på 35 kW imod forventet 45 kW. Forsøget sluttede med, at der opstod en halm/koks prop i pyrolysekompartimentet grundet for lav tilførsel af drivgas, og det resulterede i en overtemperatur i koksreaktoren, der fik bedmaterialet til at agglomerere. Koksindholdet i bedden var på dette tidspunkt meget lavt, hvilket var en medvirkende årsag, da koks inhiberer agglomering.

Forsøget forløb i øvrigt godt med god koksomsætning og et lavt kokstab på 1-2 masse% eller 2,5-4 energi% af indfyret rå masse eller effekt, hvilket var markant lavere end tidligere resultater og godt for et anlæg i denne størrelse. Den forbedrede koksomsætning skyldtes bl.a. at højden af koksreaktoren var forøget forud for forsøget, men nok primært den lavere last.

En betragtelig del af halmasken blev undervejs ophobet i anlægget, og således ikke ledt til askespanden. Det var første gang, at dette blev observeret, hvilket gav anledning til introduktion af bedre overvågning af bedmaterialets sammensætning, samt viste nødvendigheden af at kunne tappe bedmateriale af anlægget under drift.

Brændværdien af produktgassen lå på 4,3-4,9 MJ/kg og blev fortyndet en del af den betragtelige mængde N_2 , der blev tilført pyrolysekammeret som drivgas. Støvmålinger viste en støvkoncentration i produktgassen på ca. 1,5 g/Nm³ samt en sekundær cyclonvirkningsgrad og kaliumtilbageholdelse på ca. 97%.

3.3.3 Erfaringer fra forsøg

Formålene for skalaforsøget blev opfyldt, da der både blev opnået værdifulde praktiske driftserfaringer og indhentet data vedrørende bl.a. gassammensætning, koksomsætning og – tab samt askeophobning og agglomereringsrisiko. Desuden var kokstabet kun ~1,2 masse% af indfyret rå halm mængde. Den laveste værdi målt tidligere var på ~3,5 masse%.

Forsøget viste også, at det er vigtigt at overvåge bed-materialets indhold af koks- og ophobet aske for at undgå agglomering ved lavt indhold af koks og højt indhold af askekomponenter i bedmaterialet. Desuden bekræftedes den tidligere observerede tendens til, at den indfyrede effekt har stor indvirkning på kokstabet.

3.4 Svinegødningsforsøg

Den 27. marts 2003 blev der udført et 12 timers forsøg med tørret, pelleteret svinegødning på 50 kW anlægget for yderligere at undersøge LT-CFB konceptets brændselsfleksibilitet. Forsøget var finansieret af PSO projekt nr. 3106, og er beskrevet mere fyldigt i bilag 1.

3.4.1 Formål og brændsel

Som beskrevet i afsnit 6.1.2 er der et stort potentiale i brug af LT-CFB forgasningsteknologien til effektiv elproduktion baseret på husdyrgødning.

Formål for svinegødningsforsøget 27. marts 2003

At undersøge LT-CFB konceptets egnethed til forgasning af svinegødning, herunder at bestemme et hensigtsmæssigt valg af driftsparametre

Da forsøget blev startet på frisk sand og kun varede 12 driftstimer, blev der ikke sat fokus på måling af kalium tilbageholdelse og agglomereringstemperatur, da en ligevægtstilstand ikke ville kunne nås. Fokus var således primært på koksomsætning, kokstab og gaskvalitet.

	Fugt	Aske	Kalium	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(tør)	(beregnet øvre, rå)
Svinegødning	7,9%	26%	0,9%	14,0 MJ/kg

Tabel 3.3: Analysedata for benyttet tørret og pelleteret svinegødning

3.4.2 Forsøgsbeskrivelse og resultater

Pyrolysen af svinegødningen viste sig at være mere effektiv end under de tidligere halmforsøg. Dette resulterede i en lille mængde af koks i koksreaktoren hen igennem forsøget. Derved opnåedes et kokstab på kun ~2,1 masse% af indfyret rå svinegødningsmængde (~5% på energibasis).

Den indfyrede effekt blev varieret hen igennem forsøget, fra 42 til 52 kW, da driften til tider var meget ustabil. Årsagen til dette blev efter forsøget fundet ved en læktest, der afslørede en utæt pakning ved det øverste L-ben, der bevirkede, at partikler ikke blev jævnt tilført koksreaktoren.

Brændværdien af produktgassen lå på 5-5,2 MJ/kg, som er lidt højere end under de tidligere halmforsøg. Desuden var koncentrationen af H₂ og CO lavere, hvilket indikerer at svinegødning efterlader en mindre koksrest end halm efter pyrolysen, og at en større andel af produktgassens brændværdi kommer fra kulbrinter fra pyrolysen. Støvmålinger viste et støvindhold på 13-20 g/Nm³ i produktgassen og en effektivitet af sekundærcyklonen på ca. 96%. Den højere støvkonzentration i gassen i forhold til skalaforsøget på halm, skyldtes blot det større askeindhold i brændslet.

3.4.3 Erfaringer fra forsøget

Formålet med forsøget var at undersøge om LT-CFB anlægget er egnet til at benytte svinegødning som brændsel. Forsøgsresultaterne viste at svinegødning på mange måder er bedre egnet end halm som brændsel i LT-CFB anlægget :

- Mere effektiv pyrolyse giver mindre koksrest og bedre gaskvalitet
- Bedre koksomsætning grundet lille koksrest og mere reaktiv koks, dvs. mulighed for at køre med højere last (måske +10-20%)
- Overhovedet ingen tegn på sintring eller agglomerering, hvilket giver mulighed for øget temperatur i koksreaktoren

Det høje askeindhold i brændslet gav ikke anledning til nogen driftsmæssige problemer, men da cycloneffektiviteten var uændret, steg støvkonzentrationen i produktgassen dog markant.

3.5 Høsegødningsforsøg

Den 31. marts og den 14. april blev der udført to forsøg på høsegødning på 50 kW anlægget. Disse blev primært finansieret af et eksamensprojekt, et gæste ph.d. projekt og med DFBT og DTU egenindsats, og er fyldigt rapporteret i [Gürbüz et al, 2004] og [Brix Nielsen, 2004].

3.5.1 Formål og brændsel

Formålet med forsøgene var det samme som for svinegødningsforsøget.

Formål for hønsegødningsforsøgene 31. marts og 14. april 2004

At undersøge LT-CFB konceptets egnethed til forgasning af hønsegødning, herunder at bestemme et hensigtsmæssigt valg af driftsparametre

Brændslet var tørret gødning fra æglæggende høns, og i forhold til de tidligere benyttede brændsler var det ikke pelleteret og havde et noget højere vandindhold, men omtrent samme askeindhold som svinsegødningen.

	Fugt	Aske	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(beregnet øvre, rå)
Hønsegødning	21%	25%	11 MJ/kg

Tabel 3.4: Analysedata for benyttet tørret og pelleteret hønsegødning

Forsøget på hønsegødning blev delt op i to forsøg á 7 og 9 timer, grundet mekanisk sammenbrud af indfødningsneglen. Forsøget blev startet på rent sand og bedmaterialet genbrugt imellem de to forsøgshalvdele.

3.5.2 Forsøgsbeskrivelse og resultater

Under hele forsøgsperioden var den indfyrede mængde konstant på 52 kW. Grundet det høje vandindhold i brændslet, blev der ikke tilført damp til processen på noget tidspunkt. Indledende TGA forsøg viste, at hønsegødningen havde en reaktivitet der var ca. 10 gange så høj som halm og svinsegødning [Gürbüz et al, 2004], og koksomsætningen var derfor også god under forsøgene. I første del nåede kokstabet ned på kun ca. 1 masse% eller 3,5 energi% af indfyret rå hønsegødning, imens tabet var ca. det dobbelte under anden del, grundet drift ved en noget lavere temperatur i koksreaktoren (~720°C i forhold til ~750°C).

Der blev ikke foretaget støvmålinger og beregning af sekundærcykloneffektiviteten på basis af en inertbalance, viste nogle ret lave værdier, men det var ikke muligt at konkludere, hvorvidt dette skyldtes usikkerheder på målinger og beregninger, eller at brændslet indeholdte flere fine partikler, da det ikke var pelleteret. Brændværdien af produktgassen lå på ca. 4,2-4,5 MJ/kg.

3.5.3 Erfaringer fra forsøg

Formålet blev opfyldt med succes, da 50 kW anlægget viste sig i stand til at omsætte hønsegødningen til gas og udskille asken. Det højere vandindhold i brændslet (21%) gav ikke problemer, men gjorde at der ikke var brug for at tilføre ekstra damp til koksreaktoren. Forsøgene viste, at temperaturen i koksreaktoren tilsyneladende havde stor indvirkning på kokstabet, og at ret lave niveauer kunne opnås ved drift ved højere temperaturer i koksreaktoren.

4 Forsøg med 500 kW anlægget

Design og opbygning af 500 kW anlægget er fyldigt beskrevet i bilag 1, medens de indledende forberedelser og forsøg kort vil blive beskrevet her. Artiklen i bilag 5 beskriver kort 500 kW anlægget og de tre første egentlige forsøg med halm, svinegødning og afgasset gylle fra Præstø. Disse tre forsøg er desuden hver især omfattende beskrevet i fortrolige forsøgsrapporter, og her vil kun udvalgte resultater blive præsenteret. På flere punkter vil kun resultater fra det sidste forsøg med afgasset gylle fra Fangel blive trukket frem som eksempel.

4.1 Indledende tests

Efter at have forberedt plads til forgasseren og placeret containere til brændsel og kontrolrum blev hovedkomponenterne leveret på DTU i juni 2003. Herefter blev der bygget tag over forgasseren og lagt fliseunderlag, hvorefter heattracing og isolering blev lavet. Der blev derefter opbygget et PLC program med Siemens Step 7 lite software til styring af varmelegemerne til opvarmning af forgasseren. I januar 2004 blev anlægget elopvarmet, PLC programmet testet, og murværket udglødet. Derefter blev instrumentering, brændselshåndteringssystemet, luft og N₂ tilførsler samt et udvidet PLC program opbygget. I november 2004 blev der udført en kold test med sand i anlægget, hvor alle tilførsler m.m. blev testet.

I uge 49 - 2004 blev anlægget testet i varm drift med hvedehalm fra 2002 som brændsel (samme som i 50 kW skalaforsøget, se afsnit 3.3, og det senere uge 9 – 2005 500 kW halmforsøg, se de følgende afsnit). Forinden var der blevet påfyldt 925 kg almindeligt kvartssand (Dansand nr. 13) på anlægget (for analyse se [Dansand, 2006]). Formålet med forsøget var at varme hele anlægget op til driftstemperatur langsomt af hensyn til murværket, og teste alt udstyr inkl. brændselsindfødingen, og om muligt opnå 12 timers drift.

Formål for opstartsforsøget uge 49 – 2004

At foretage første opstart af 500 kW anlægget og søge at opnå 12 timers drift

Efter 3 dage med elopvarmning og 1 dag med supplerende flaskegasopvarmning blev der indfyret halm startende med lav dosering, og efter 17 timers yderligere opvarmning blev der tilført fuld effekt (120 kg/h ~ 522 kW HHV). Der blev kørt i ca. 13 timer ved de tilsigtede procestemperaturer, hvoraf de sidste 10 timer var ved en indfyret effekt på 522 kW. De sidste godt 5 timer forløb uden hverken indgreb eller driftsforstyrrelser af nogen art. Der blev indfyret halm i 25 timer, og i alt ca. 1600 kg blev forgasset.

Kokstabet til askebeholderen under sekundæracyklonen var i slutningen af forsøget 2,9 masse% eller 6,1 energi% af indfyret rå halmmængde. Derudover blev der ikke foretaget ret mange målinger eller analyser, da det ikke var formålet med dette forsøg. Anlægget fungerede teknisk nær det optimale, og formålet blev derfor i høj grad opfyldt.

4.2 Brændsler

Brændslet til det første forsøg var pelleteret hvedehalm høstet i 2002 i Kolindsund med et højt indhold af aske, kalium og klor og repræsenterer derfor en worst-case type mht. agglomerering (Gennemsnitlig hvedehalm¹: Aske ~4,5%, kalium ~1,0%, klor ~0,4%, alle tør basis). Askeindholdet i svinegødningen og især den afgassede gødning er dog langt højere. Svinegødningen kom fra to jyske besætninger, hvor der ikke blev brugt strøelse, og blev afvandet i en skruepresse inden tørring i et tromletørreri og pelletering. De to afgassede gødninger blev afvandet med dekanter centrifuger, termisk tørret i tromletørrerier og pelleteret inden levering. Til uge 36 forsøget blev dog også leveret en delmængde, der ikke var pelleteret. Inden indfødning blev pillerne neddelte i en fodervalse til en max størrelse på ca. 3 mm.

Forsøg Brændsel	Uge 9 – 2005 Hvedehalm	Uge 19 - 2005 Rå svinegødning	Uge 36 – 2005 Afgasset husdyrgødning fra Præstø	Uge 39 – 2006 Afgasset husdyrgødning fra Fangel
Vandindhold (rå basis)	8,4%	16,4%	17,5%	11,1%
Askeindhold (tør basis)	12,3%	27,3%	43,3%	37,5%
Kalium (tør basis)	1,6%	1,2%	1,02%	Ej målt
Klor (tør basis)	0,6%	0,27%	0,39%	Ej målt
Fosfor (tør basis)	0,10%	1,4%	3,75%	Ej målt
Øvre brændværdi (rå basis)	15,83 MJ/kg	12,67 MJ/kg	10,1 MJ/kg	11,34 MJ/kg
Nedre brændværdi (rå basis)	14,39 MJ/kg	11,8 MJ/kg ²	9,4 MJ/kg ²	10,6 MJ/kg ²

Tabel 4.1: Brændselsanalyser

Den primære årsag til at brændslet blev pelleteret var for at imødekomme problemer med indfødningssystemet, som er designet, bygget og testet på piller.

Biogasanlægget på Lynggård, Præstø bliver tilført gylle fra 1900 søer og produktion af 20.000 slagtesvin pr. år (i alt 20.000 m³ gylle pr. år) og tilsættes ca. 5000 m³ fedtholdigt industriaffald pr. år fra forskellige kilder [Xergi, 2006].

Biogasanlægget i Fangel tilføres årligt ca. 45.000 m³ gylle fra 26 forskellige gårde med svin, køer, høns og mink, og der tilsættes ca. 7000 m³ industriaffald fra slagterier og mejerier m.m. [Syddansk Universitet, 2000].

4.3 Forsøgsoverblik

Tabel 4.2 viser antal driftstimer og indfyrede mængder for alle forsøgene som vil blive beskrevet nærmere i de næste afsnit.

¹ Kilde: Bo Sander, DONG Energy (tidligere Elsam Engineering)

² Beregnet værdi

Forsøg	Uge 9 – 2005	Uge 19 - 2005	Uge 36 – 2005	Uge 39 – 2006
Brændsel	Hvedehalm	Rå svinegødning	Afgasset husdyrgødning fra Præstø	Afgasset husdyrgødning fra Fangel
Antal driftstimer med indfødning	34 timer	53 timer	76 timer ³	54 timer
Antal driftstimer med over 700°C i koksbedden	25 timer	42 timer	59 timer	41 timer
Omsat brændsel i alt i løbet af forsøget	3400 kg	6600 kg	13400 kg	8200 kg
Indfyret massestrøm (rå basis)	118 / 110 kg/h	119 / 138 / 157 kg/h	230 kg/h	167 kg/h
Indfyret effekt (øvre brændværdi)	515 / 480 kW ⁴	420 / 486 / 552 kW ⁵	646 kW	527 kW

Tabel 4.2: Nøgledata for de 4 forsøg med 500 kW anlægget

4.4 Halmforsøg uge 9 - 2005

4.4.1 Indledning og formål

Som allerede nævnt tjente det forudgående idriftsætningsforsøg på halm fra Kolindsund primært til udglødning af forgasserens keramiske foring, konstatering af selve forgasserens samt hjælpe- og målesystemernes funktionsdygtighed og indledende påvisning af driftsstabilitet. Det her omtalte første forsøg med 500 kW anlægget blev derfor gennemført med samme halmtypen. Dette i uge 9 – 2005, dvs. ca. 3 mdr. senere.

Formålet var bl.a. at undersøge, hvorvidt den givne vanskelige halmtypen kunne omsættes effektivt uden agglomereringsproblemer og at vurdere konsekvenserne af opskaleringen på baggrund af resultaterne fra ”skalaforsøget” med 50 kW anlægget i oktober 2002, hvor samme halm blev benyttet (se afsnit 3.3 for kort beskrivelse af dette forsøg eller bilag 1 for flere detaljer samt sammenligning imellem 50 og 500 kW forsøgene). Som det første længerevarende forsøg med 500 kW anlægget skulle forsøget også bidrage med yderligere teknisk test af anlæg og hjælpeudstyr samt værdifuld praktisk driftserfaring.

³ I den sidste del af forsøget blev skiftet fra pelleteret brændsel til upelleteret brændsel med kun 126 kg/h ~ 352 kW indfyret. Grundet den lavere densitet af det upelleterede materiale kunne indfødningssystemet ikke levere mere og efter 4 timer blev der skiftet tilbage til pelleteret materiale igen.

⁴ De første 17 timer var ved 515 kW og de sidste 8 timer ved 480 kW

⁵ Den indfyrede effekt blev varieret med drift ved 420, 486 og 552 kW i henholdsvis 12, 11 og 17 timer

Formål for 500 kW halmforsøget i uge 9 – 2005

- Påvisning af mulighed for anvendelse af en agglomereringsmæssig vanskelig halmttype
 - Præcis temperaturkontrol, inkl. kontrol af sandcirkulation
 - Undersøgelse af koksomsætning
 - Undersøgelse af grundstofbalancer (fokus på kalium) ved tilnærmet steady-state og hvis muligt afhængig af pyrolysekommer-temperaturen
-

4.4.2 Forsøgsberedelser og anlægsforbedringer

Forud for forsøget blev anlægget inspiceret såvel udvendig som indvendig, og alle tekniske funktioner og målesystemer afprøvet. Desuden blev anlægget læktestet, og utætheder tætnet indtil lækraten ved et overtryk på ca. 1 meter vandsøjle kom under 20 l luft /min. Der blev ikke foretaget nogen anlægsændringer i forhold til opstartsforsøget, og der var således stadig ikke mulighed for at tilføre vanddamp til bunden af koksreaktoren, men kun vand til bunden af mellemreaktoren.

For både at fremskynde opnåelsen af steady state betingelser, og således også med større sikkerhed afdække evt. agglomereringsproblemer, blev der kørt videre på bedmaterialet fra opstartsforsøget, hvor anlægget blev påfyldt 915 kg almindeligt kvartssand (Dansand nr 13) og hvor der blev indfyret 1600 kg halm. Bed-materialet indeholdt derfor som udgangspunkt både askestoffer og koks. Der blev hverken forud for eller i løbet af forsøget tilført hverken frisk sand eller mere kemisk aktive additiver.

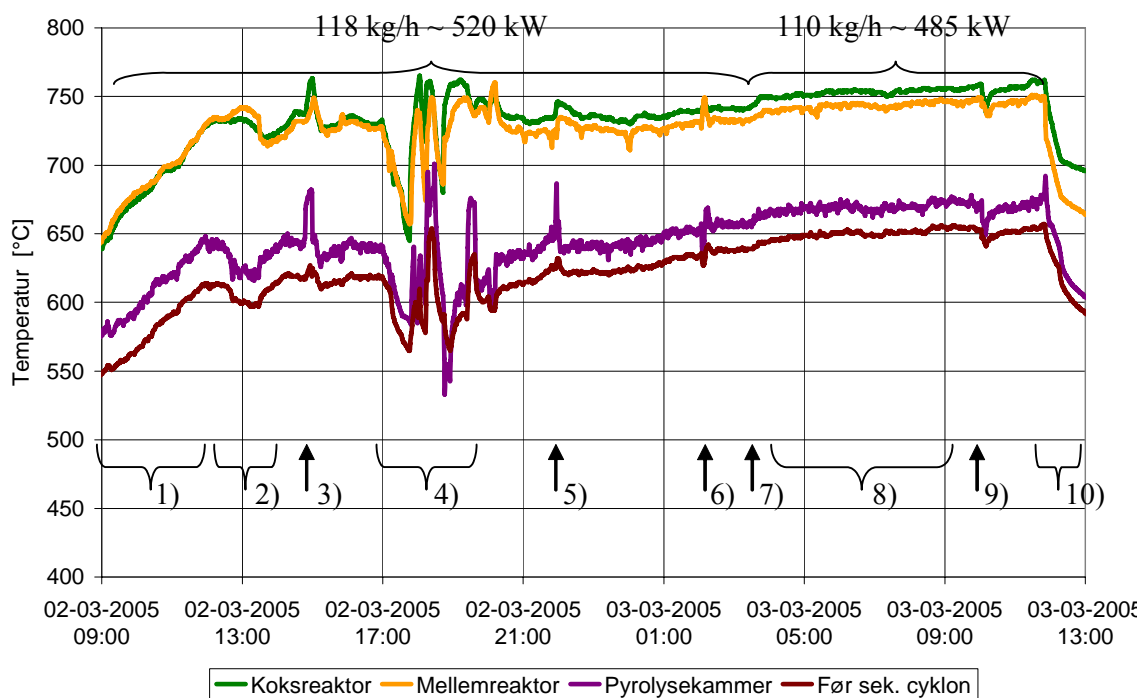
4.4.3 Forsøgsbeskrivelse

Forsøgets varighed var af den til rådighed værende halmmængde på forhånd begrænset til ca. 25 timer og en yderligere ”grænsebetingelse” viste sig i form af kulderekord, sne og blæst.

Figur 4.1 viser temperaturer målt 4 steder i processen efter den indledende opvarmning:

- Midt i koksbedden
- Midt i mellemreaktoren
- Hvor brændslet bliver indfyret i pyrolysekommeret
- Produktgassens temperatur lige inden asken bliver separeret fra i sekundær cyklonen

Temperaturerne i processen var nemme at kontrollere, men temperaturreguleringen foregik manuelt, ligesom visningen er meget tidsmæssigt komprimeret, hvorfor kurverne alligevel fremstår lidt ”urolige”. Under næsten hele forsøget blev processen dog oplevet som nærmest ekstrem stabil og ofte med temperaturudsving i både tid og målested i KR på max. +/- 2 °C over de seneste 2 timer, der løbende vises på en skærm i kontrolrummet.



Figur 4.1: Målte temperaturer i anlægget hen igennem halmforsøget

På figuren er afmærket nogle tidspunkter og perioder, som er beskrevet herunder:

- 1) Afsluttende opvarmningsforløb med nær fuld indfyret effekt, hvor der tilføres overstøkiometriske mængder af luft til pyrolysekommer, mellemreaktor og koksreaktor, hvorved halmkoksen og en del af pyrolysegasserne afbrændes i anlægget. Efterhånden som reaktorkammerne når fuld driftstemperatur, skrues ned for luftmængden, og anlægget overgår til reducerende driftsbetingelser med produktion af en brændbar produktgas.
- 2) Temperaturindsvingningsperiode i forbindelse med begyndende tilførsel af vand til mellemreaktoren. Dette dels for at øge koksomsætningen, og dels som temperatur moderator.
- 3) Kortvarig fejl på indfødningsneglen, så der ikke blev tilført brændsel i en periode
- 4) Anlægget blev lukket ned ca. $\frac{1}{2}$ time, da en tilstopning af keglen i sekundærcyklonen blev konstateret. Denne blev rensat for nogle få kg fugtig aske og anlægget startet op igen. Opstarten blev dog besværliggjort af det meget kolde vejr, der skabte isdannelser i trykluftsystemet, hvilket bl.a. L-benet til at svigte med deraf følgende tab af partikler gennem primærcyklonen.
- 5) Manglende indfødnings i en kort periode
- 6) Manglende vandtilsætning til mellemreaktoren i en kort periode
- 7) Indfødningsen reduceres fra 118 kg/h til 110 kg/h (520 til 485 kW), dels for at reducere kokstabet og dels for at strække forsøget lidt længere, da halmmængden på lageret var ved at slippe op. Desuden blev koksreaktor temperaturen hævet fra ca. 740 °C til ca. 750 °C for at øge koksomsætningen.
- 8) En særdeles stabil periode uden nogen væsentlige ændringer af driftsindstillinger
- 9) En kortvarig nedlukning grundet utilsigtet aktivering af en nødstopkontakt
- 10) Den sidste halm blev brugt, og anlægget blev lukket ned. Herefter kølede anlægget ned under tilførsel af N_2 .

For at kunne strække forsøget længst muligt blev der i løbet af ca. den sidste time af forsøget benyttet nogle halmrester med et markant forhøjet indhold af støv. Dette har tilsyneladende

haft indflydelse på processen og herunder også kokstabet.

Trods den vanskelige halmtype, brugen af det forud eksponerede bedmateriale og de nærmest arktiske arbejdsbetingelser lykkedes det altså at gennemføre mange timers stabil drift uden tegn på problematisk smeltning af askekomponenter.

4.5 Svinegødningsforsøget uge 19 - 2005

4.5.1 Indledning og formål

Signalerne fra kraftværksselskaberne var dengang, at der ikke var så store ubenyttede og tilgængelige halmressourcer tilbage i Danmark, og at et LT-CFB anlæg i hvert fald på kort sigt ikke ville kunne konkurrere med direkte samfyring med indblæsning af halm sammen med kul i store eksisterende kraftværksblokke. Samtidig var signalerne fra landbrugssiden, at sektoren efterhånden ikke kunne udvide husdyrproduktionen yderligere grundet krav til især fosforudledningen. Tidligere var der udført et forsøg med 50 kW anlægget på svinegødning, som viste rigtig gode resultater (se afsnit 3.4 og bilag 1 for detaljer). Det var derfor nærliggende at afprøve forgasning af svinegødning i 500 kW anlægget. Ved at forgasse svinegødning i LT-CFB processen vil fosfor blive tilbageholdt og opkoncentreret i askebeholderen, hvorved det er langt lettere og billigere at transportere væk fra områder med høj husdyrkoncentration, hvor der ikke er brug for fosfor, og samtidigt kan brændværdien i husdyrgødningen udnyttes til effektiv CO₂-neutral kraftvarme produktion.

Formål for 500 kW svinegødningsforsøget i uge 19 – 2005

- *Påvisning af mulighed for anvendelse af den primært forekommende type husdyrgødning i Danmark, i form af mekanisk separeret og termisk tørret svinegødning*
 - *Undersøgelse af koksomsætningen ved varierende last*
 - *Præcis temperaturkontrol, inkl. kontrol af sandcirkulation*
 - *Undersøgelse af næringsstof-balancer ved tilnærmet steady state*
-

Det blev tilstræbt at opdele den stabile drift i tre perioder med en indfyret effekt på henholdsvis 400, 500 og 550 kW i henholdsvis 10, 10 og 20 timer. Undervejs i hver af de tre perioder var det hensigten at opnå og påvise steady state forhold mht. indhold af koks i bed-materialet og kokstab. Derudover skulle dette foreløbigt længste forsøg med 500 kW anlægget bidrage med yderligere praktisk driftserfaring samt funktionstest af anlæg, måle- og hjælpeudstyr.

4.5.2 Forsøgsberedelser og anlægsforbedringer

Forsøgsbrændslet blev fremskaffet fra to jyske svinebesætninger, hvor gyllefibrene blev mekanisk afvandet vha. af Swea skruepresser. Brændslet blev derefter tørret i et oliefyret tromletørreteri og pelleteret.

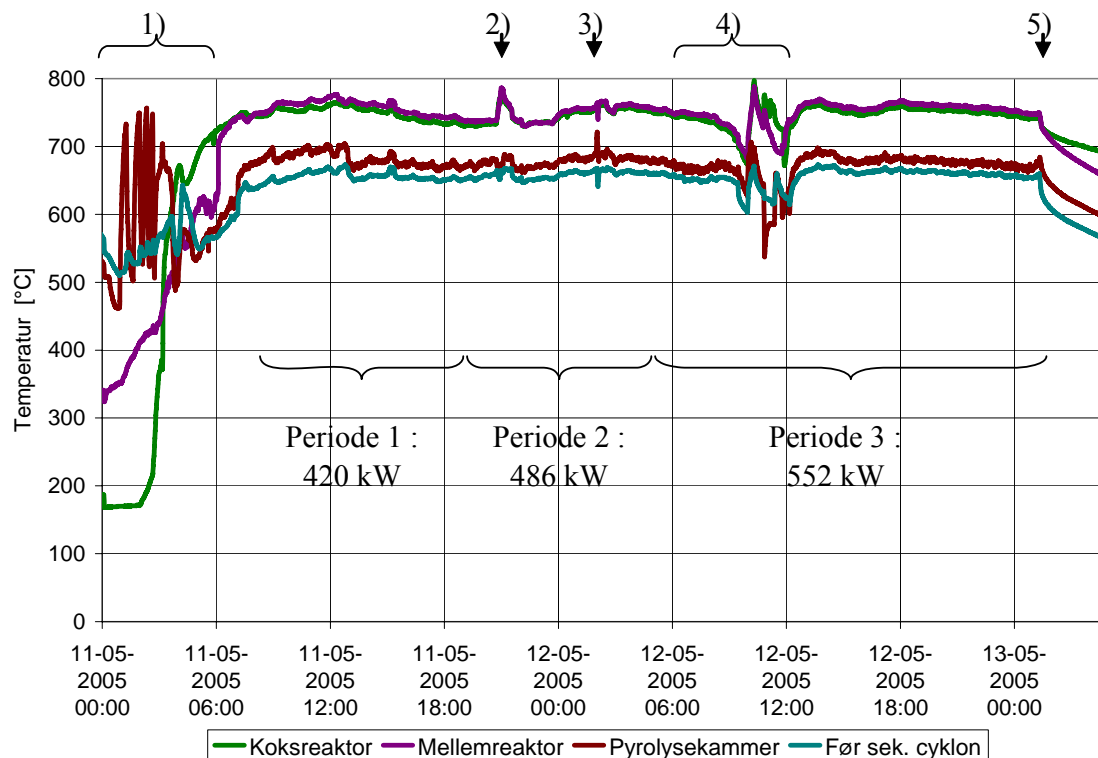
På grund af den ikke fuldt tilfredsstillende koksomsætning under det foregående halmforsøg,

blev der etableret mulighed for at tilføre vanddamp til bunden af koksreaktoren. Tidligere var det kun muligt at tilføre vand til bunden af mellemreaktoren. For øvrigt blev der etableret et nyt trykmålesystem baseret på 30 loggede tryktransducere, idet den oprindeligt installerede urørsmanometertavle fungerede for dårligt, ligesom den tilhørende web-kamerabaserede dataopsamling var for besværlig. Det nye system viste sig at fungere upåklageligt.

For at undgå eventuel indflydelse af askereaktioner fra det foregående forsøg, blev der påfyldt 900 kg frisk bed-materiale på anlægget forud for forsøget. Som hidtil var det almindeligt kvartsand ("Støberisand nr. 13) fra firmaet Dansand, og uden brug af additiver.

4.5.3 Forsøgsbeskrivelse

Figur 4.2 viser temperaturer målt 4 steder i processen hen igennem forsøget efter den indledende opvarmning. Temperaturerne var også under dette forsøg lette at kontrollere (stadig manuelt) og med temperaturudsving i både tid og målested i KR på max. ± 2 °C i timevis. Processen blev således igen oplevet som nærmest meget stabil i lange perioder.



Figur 4.2: Målte temperaturer i anlægget hen igennem svinegødningsforsøget

Øverst på figuren er afmærket nogle tidspunkter og perioder, som omtales herunder:

- 1) Afsluttende opvarmningsforløb med nær fuld indfyret effekt. Efterhånden som reaktoren når fuld driftstemperatur, skrues ned for luftmængden, og anlægget overgår til produktion af en brændbar produktgas.
- 2) Siden forsøgets start er der tilsyneladende blevet ophobet aske i bed-materialet, og indholdet i anlægget har nået en "kritisk masse", hvor sandstanden i L-benet bliver så høj, at primærcyklonen ikke kan fungere. I løbet af kort tid transporteres der derfor 150-200 kg bed-materiale til askespanden. Bedhøjden er derefter faldet så meget, at driften kan forsættes

- 3) Kortvarig nedlukning grundet midlertidig mangel på brændsel
- 4) Temperaturen i koksreaktoren var aftagende grundet tilførsel af for lidt luft pga. en tilstopning af luftblæserens indsugningsfilter. Efter et stop for udskiftning af en overophedet bælge efter blæseren og rensning af filteret, blev der forsøgt startet op igen. Under opstarten skete igen en udskilning af ca. 200 kg bed-materiale til askespenden, og der blev lukket ned igen. Dette skyldtes dels, at bed-højden var stor grundet ophobet aske, men tilsyneladende også et tilstoppet L-ben. Det blev skønnet nødvendigt at genpåfylde 178 kg af det tidligere udskilte bed-materiale, og kl 12 blev anlægget igen startet.
- 5) Kl 01:18 den 13/05 var alt brændsel opbrugt, hvorfor anlægget blev lukket ned

Det fremgår endvidere, at den indfyrede effekt blev varieret i 3 trin på henholdsvis ca. 420, 486 og 552 kW (HHV, hvilket svarer til 391, 452 og 514 kW, LHV). Antal opnåede driftstimer kan, som anført i nedenstående Tabel 4.3, opgøres på flere måder:

Kriterium	Timer
Temperatur i koks-bed $>700^{\circ}\text{C}$	42
Brændselsindfødningsstid i alt	53
Indfyret effekt 420 kW	12
Indfyret effekt 486 kW	11
Indfyret effekt 552 kW	17

Tabel 4.3: Antal driftstimer for svinegødningsforsøget

Der blev forgasset 6,6 ton tørret, pelleteret svinegødning og bortset fra de nævnte hændelser, forløb forsøget stort set som tilsigtet. Undervejs i forsøget måtte brændselspåfyldningsmetoden dog ændres, hvorved påfyldningen blev endnu mere mandskabskrævende end tidligere. Desuden måtte der i den sidste del af forsøget løbende udtages bedmateriale fra anlægget for at kompensere for ophobningen af aske. Dette kunne dog kun gøres i beskedent omfang, da udstyret dertil ikke var godt nok. Det stod således klart, at indfødningsystemet og bundudtaget til bedmateriale måtte ændres forud for et næste forsøg med store brændsels- og askemængder.

4.6 Forsøg med afgasset gylle fra Præstø uge 36 - 2005

4.6.1 Indledning og formål

Selvom der er meget store mængder af husdyrgødning i Danmark, er det politisk besluttet at afbrænding (herunder termisk forgasning) af rå husdyrgødning skal være afgiftsbelagt, hvorimod afbrænding af afgasset husdyrgødning fra biogasanlæg er afgiftsfritaget (dette kommenteres yderligere i afsnit 7). Da et biogasanlæg kun omsætter omkring 50% af den oprindelige brændværdi i gyllen, er der stadig en stor energiressource til rådighed, som samtidig indeholder langt hovedparten af den oprindelige fosfor fra husdyrgødningen. Biogasanlæggene har derfor typisk problemer med at afsætte den afgassede gylle, da der normalt også tilsættes industriaffald til processen, hvilket øger nærings- og fosforindholdet og dermed arealkravet yderligere. Som det tredje forsøg med 500 kW anlægget blev det derfor besluttet at forgasse afgasset husdyrgødning fra et biogasanlæg.

Det primære formål med dette forsøg var at påvise muligheden for energimæssig nyttiggørelse af restbrændværdien i biologisk afgasset gylle, og undgå problemer hidrørende fra det meget høje askeindhold (43% tør basis).

Formål for Præstøforsøget med afgasset gylle uge 36 – 2005

- *Opnåelse af stor driftsstabilitet, og herunder velkontrollerede procestemperaturer og sandcirkulation gennem 50-60 timer*
 - *Undgåelse af askesmelteproblemer uden tilførsel af frisk sand eller andre additiver.*
 - *Opnåelse af en nær steady state bedsammensætning*
 - *Undersøgelse af koksomsætning og askeseparation*
 - *Undersøgelse af muligheden for indfyring af brændslet i form af såvel (primært) knuste piller som (sekundært) blot separeret og termisk tørret*
-

Mht. til indfyret effekt var sigtet mindst 500 kW (LHV) uden variation af lasten. Derudover skulle dette (igen) hidtil længste forsøg med 500 kW anlægget bidrage med yderligere driftserfaringer med såvel selve forgasseren som med det forbedrede måle- og hjælpeudstyr.

4.6.2 Forsøgsberedelser og anlægsforbedringer

De til forsøget anvendte afgassede svinegyllefibre blev fremskaffet fra gårdbiogasanlægget på Lynggård ved Præstø, hvor separationen blev foretaget vha. en dekantercentrifuge. Fibrene blev efterfølgende tørret i et tromletørrieri, og hovedparten blev pelleteret og resten leveret som et væsentligt lettere granulat. Brændslet havde et askeindhold på hele 43 % af tørstofindholdet og en lav brændværdi.

Udover de mere sædvanlige forsøgsforberedelser inkl. indvendig inspektion af reaktoren, blev følgende foretaget:

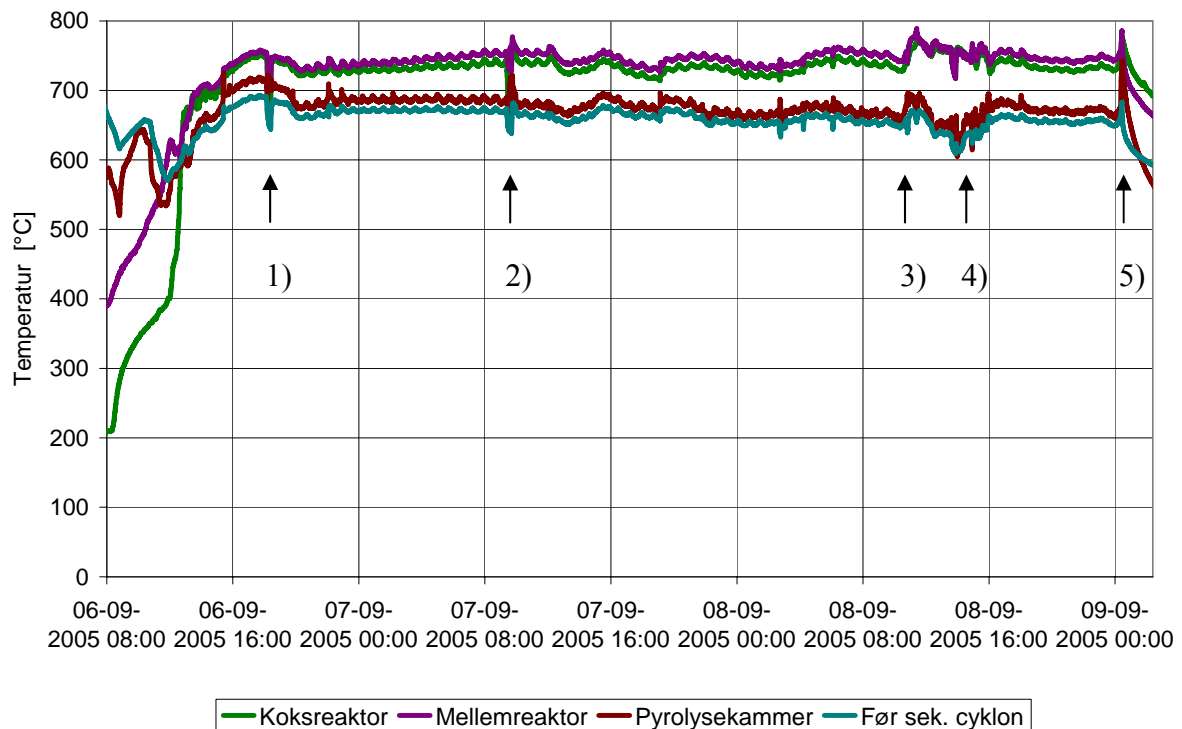
- 1) Grundet det planlagte lange forsøg og brændslets lave brændværdi blev der indkøbt en stor minilæsser og etableret et påslag for at lette håndteringen og indføddningen af den store mængde brændsel.
- 2) Den støvholdige luft fra industristøvsugeren, der drev den pneumatiske transport af brændslet gennem valsen og op i lagersiloen, blev ledt længere væk. Dette bl.a. for at undgå den tidligere tilstopning af Roots-blæserens indsugningsfilter.
- 3) Forbedring af bundaskeudtaget for aftapning af evt. større mængder bundaske.
- 4) Etablering af mulighed for damptilsætning til bunden af koksreaktoren, for opnåelse af øget koksomsætning.
- 5) For at øge sekundærcyklonens effektivitet blev dennes centralrør modificeret ved påsvejsning af en indsnævrende konus. Centralrøret blev forinden afkortet for at fastholde længden inkl. konus.
- 6) For at undgå tidligere tilstopningsproblemer og ekstra støvemission gennem faklen i forbindelse med skift af asketønder under sekundærcyklonen, blev der monteret et buksestykke under cyklonen. Derved kunne asken ledes til en ny tom 200 l tønde uden at askestrømmen ud af cyklonen skulle afbrydes for udtagning af fyldte tønder.
- 7) Div. mindre forbedringer af faklen med henblik på forbedret afbrænding af produktgassen.

For at undgå indflydelse fra det foregående forsøg og på grund af de gode muligheder for opnåelse af en steady state bed-sammensætning i løbet af de planlagte mange driftstimer, blev der påfyldt frisk bed-materiale i form af 950 kg af den også tidligere benyttede kvartssand. Der blev ikke tilført additiver hverken før eller under forsøget.

4.6.3 Forsøgsbeskrivelse

Figur 4.3 viser udvalgte målte temperaturer i anlægget hen igennem det meget lange Præstøforsøg, hvor følgende hændelser er markeret:

- 1) Overbelastning af brændseltransportsystemet, hvilket sprang en sikring og anlægget lukkede ned
- 2) Først blev nogle temperaturmålinger afbrudt ved en fejl, hvilket gav nedlukning og kort efter satte metalstykker fra brændslet sig fast i indfødningssneglen. Disse stammede fra pelleteringsmatricen og gav også senere nogle kortvarige stop.
- 3) Der blev skiftet fra indfødning af pelleteret brændsel til smuld, dvs. upelleteret brændsel. Grundet en markant forskel i densitet på de to produkter fulgte herefter et indsvingningsforløb med ny indstilling af brændsels- og luftmængder, ligesom der i en kort periode også blev tilført vanddamp.
- 4) Det var kun muligt at nå op på 352 kW HHV indfyret effekt på smuld grundet smuldets lave densitet/brændværdi og doseringssneglens kapacitet. Derfor blev der skiftet tilbage til pelleteret brændsel igen efter godt 4 timers drift på smuld.
- 5) Forsøget blev afsluttet og anlægget lukket ned efter opnåelse af det planlagte antal driftstimer. Temperaturstigningen til sidst skyldes, at lufttilførslen kortvarigt blev fortsat uden brændselstilførsel.



Figur 4.3: Temperaturforløb hen igennem Præstøforsøget uge 36 - 2005

Bortset fra temperaturudsving af ovennævnte årsager var procestemperaturerne generelt særdeles stabile. De variationer der ud over de allerede kommenterede, fremgår af Figur 4.3, bør ses i lyset af tidsaksens store komprimering, og med tanke for at temperaturreguleringen blev foretaget manuelt. I meget lange perioder blev temperaturerne blot fulgt på en monitor i kontrolrummet uden justering af de temperaturkontrollerende parametre.

Antal driftstimer for forsøget kan opgøres som anført i nedenstående Tabel 4.4. Af de 14 timer med brug af upelleteret brændsel forløb de 10 under opvarmningsforløbet, og de sidste 4 timer under det ovenfor omtalte midlertidige brændselsskift sent i forsøget.

Kriterium	Timer
Temperatur i koksbed $>700^{\circ}\text{C}$	59
Brændselsindfødningstid i alt	76
Pelleteret brændsel	62
Upelleteret brændsel	14

Tabel 4.4 : Antal driftstimer for forsøget ud fra forskellige kriterier

Der blev indfyret hele 13,4 ton brændsel, og det nye brændselshåndteringssystem fungerede upåklageligt.

Desværre blev brændselsindfødningsraten fastlagt ud fra en fejlagtig foreløbig askebestemmelse. Derfor blev hovedparten af forsøget gennemført med en indfyret effekt på 646 kW (HHV) imod forventet ca. 550 kW, hvilket først blev klart, da der forelå en brændværdibestemmelse af brændslet efter forsøget. Den høje last påvirkede koksomsætningen og inerttilbageholdelsen i negativ retning, hvilket vil blive omtalt nærmere senere.

Under forsøget blev foretaget lynudglødningsanalyser af sekundærcyklonasken (bestemmelse af koksindholdet på en time), hvilket også har været gjort under alle tidligere forsøg. Grundet dette brændsels store indhold af Ca viste lynudglødningsanalyserne sig dog også at være fejlbehæftede, hvorfor kokstabet under forsøget så ud til at være tilfredsstillende, men i virkeligheden var nær det dobbelte.

Det var tydeligt, at især udtagningen af cyklonaske stadig var både problematisk og for mandskabskrævende, og at udbrændingen i faklen var hæmmet af et stort indhold af støvpartikler i gassen, hvilket det var nødvendigt at gøre noget ved forud for det næste forsøg.

4.7 Forsøg med afgasset gylle fra Fangel uge 39 - 2006

4.7.1 Indledning og formål

Grundet den meget høje indfyrede effekt under Præstøforsøget uge 36 – 2005 var kokstabet meget højt. Det var derfor ønskværdigt at gennemføre endnu et forsøg med afgasset gylle fra et biogasanlæg som brændsel, men ved en indfyret effekt nær 500 kW. De tidligere

gennemførte forsøg med 500 kW anlægget havde dog indtil videre vist, at processen er meget brændselsfleksibel og driftsstabil. For at komme skridtet videre frem imod et yderligere opskaleret anlæg skulle det indledende vises, at processen på visse punkter desuden kunne automatiseres, og forbedrede løsninger til håndtering af aske og bedmateriale skulle afprøves.

Formål for Fangelforsøget med afgasset gylle i uge 39 – 2006

- *Afprøvning af et forbedret system til udtagning af store mængder cyklonaske*
 - *Opnåelse af mere miljøvenlig gasafbrænding for undgåelse af nabogener*
 - *Minimering af kokstabet til mindre end 5 % af indfyret effekt på energibasis*
 - *Forbedring af tilbageholdelsen af brændslets uorganiske bestanddele til ca. 90 %*
 - *Indgrænsning af gassens tjæredugpunkt*
 - *Øget automatisering sigtende på senere ubemandet drift, inkl. præcis regulering af koksreaktortemperaturen og automatisk askeudmadning*
-

Målsætningen var også at dokumentere virkningen af nævnte forbedringer ved gennemførelse af et ca. 30 timer langt forsøg.

4.7.2 Forsøgsberedelser og anlægsforbedringer

De til forsøget anvendte afgassede gyllefibre blev fremskaffet fra fælles biogasanlægget Fangel Bioenergi nær Odense på Fyn. Her blev separationen foretaget ligesom på Lynggård vha. en dekantercentrifuge. Fibrene blev efterfølgende tørret i et tromletørrieri og pelleteret. Brændslets askeindhold og fugtighed var knapt så højt som i brændslet fra Præstø, men sammenlignet med halm var askeindholdet dog meget højt (37% aske).

I tråd med forsøgets formål og en række yderligere hensyn blev bl.a. følgende forberedelser og anlægsforbedringer gennemført forud for forsøget:

- 1) Sædvanlig udvendig og indvendig inspektion, rensning af luftlanser og trykprober, kontrol af hjælpe- og målesystemer samt læktest.
- 2) Retablering af det tidligere benyttede brændselspåfyldningssystem, dvs. med tilførsel til påslag fra bigbags vha. minilæsser
- 3) Retablering af mulighed for tilførsel af damp til koksreaktoren og vand til mellemreaktoren.
- 4) Etablering af et forbedret system til semi-automatisk udtagning af bundaske inkl. prøver heraf
- 5) Etablering af et system til automatisk udtagning af sekundærcyklonaske baseret på en ca. 6 m lang vandret og på vejeceller liggende ståltank til simulering af bortkørsel af aske pr. tankvogn. Tanken blev dimensioneret med henblik på med sikkerhed at kunne indeholde hele den under forsøget udskilte askemængde.
- 6) Etablering af et system til kontinuerlig prøveudtagning af en lille askestrøm fra sekundærcyklonens faldstamme.
- 7) Tilføjelse af en højeffektiv tertiærcyklon med tilhørende manuelt askeudtagningssystem baseret på 200 l tønder (hvilket blev skønnet acceptabelt i lyset af at mængden af tertiærcyklonaske forventedes beskeden).

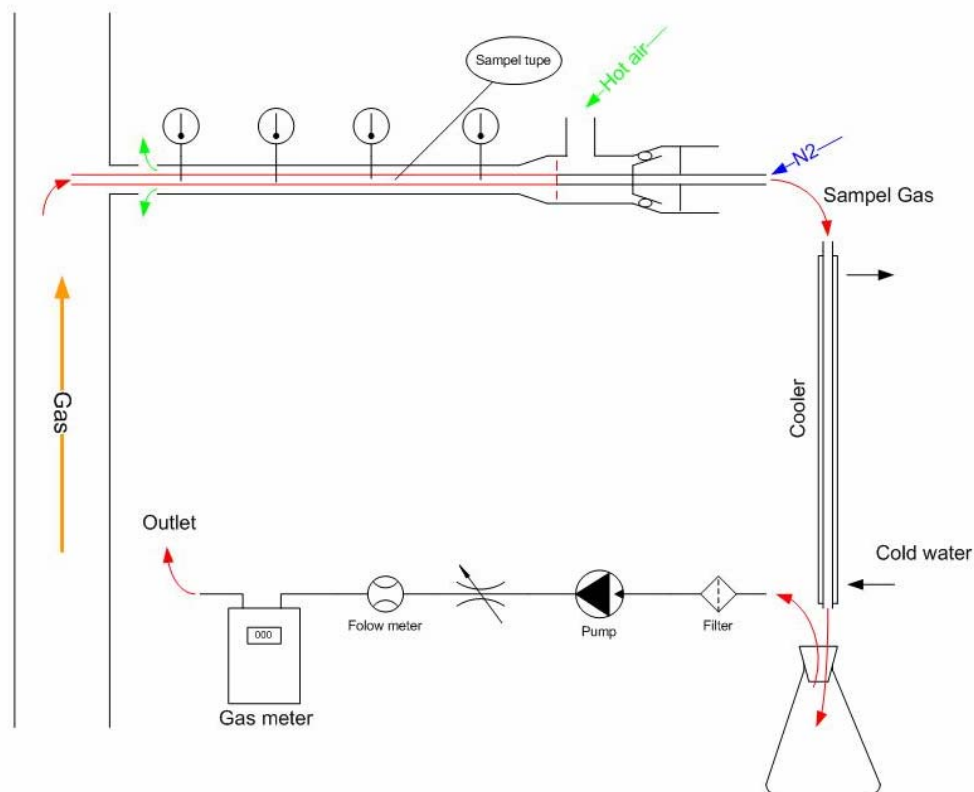
- 8) Udvikling af en mere forskriftsmæssig metode til lynudglødning af askeprøver under forsøget
- 9) Udvikling og opstilling af et målesystem til indgrænsning af gassens tjæredugpunkt
- 10) Gennemførelse af en række forbedringer af gasfaklen, inkl. omplacering og reparation af det tilhørende net-camera.
- 11) Omplacering af den industristøvsuger, der driver den pneumatiske transport af brændslet gennem valsen og op i lagersiloen. Dette for at undgå den tidligere problemgivende indbygning af støvsugeren i en 200l tønde med rørført luftafkast.
- 12) Forberedelse af en automatisk PLC-regulering af koksreaktortemperaturen baseret på regulering af luftstrømmen til koksreaktoren.
- 13) Reparation af indfødningssneglens kølekappe, som ikke var blevet tilstrækkeligt frostsikret efter det forudgående forsøg.

Den tilføjede store vandrette tankvognssimulerende beholder til opsamling af sekundæracyklonaske er vist i Figur 4.4. Beholderens fjerne ende er tilsluttet sekundæracyklonens askefaldstamme, og for at muliggøre en høj fyldningsgrad er der øverst i beholderen indbygget en (åben) transportsnegl i hele beholderens længde.



Figur 4.4: Beholder til opsamling af aske fra sekundæracyklon

Det tilføjede system for indgrænsning af gassens tjæredugpunkt er illustreret i Figur 4.5. Det primære er, at gassen suges ud gennem et snævert rør (vandret øverst), der i hele sin længde fastholdes på samme temperatur ved tilsætning af forvarmet luft. Evt. afsætning af tjære i røret tages som udtryk for, at rørvægstemperaturen har været lavere end gassens tjæredugpunkt, som søges indgrænset ved at gentage forsøget med forskellige temperaturer på indsatte (nye) målerør. Der foretages også analyser af det i kolben opsamlede kondensat, men ikke tids nok for nærværende rapportering.



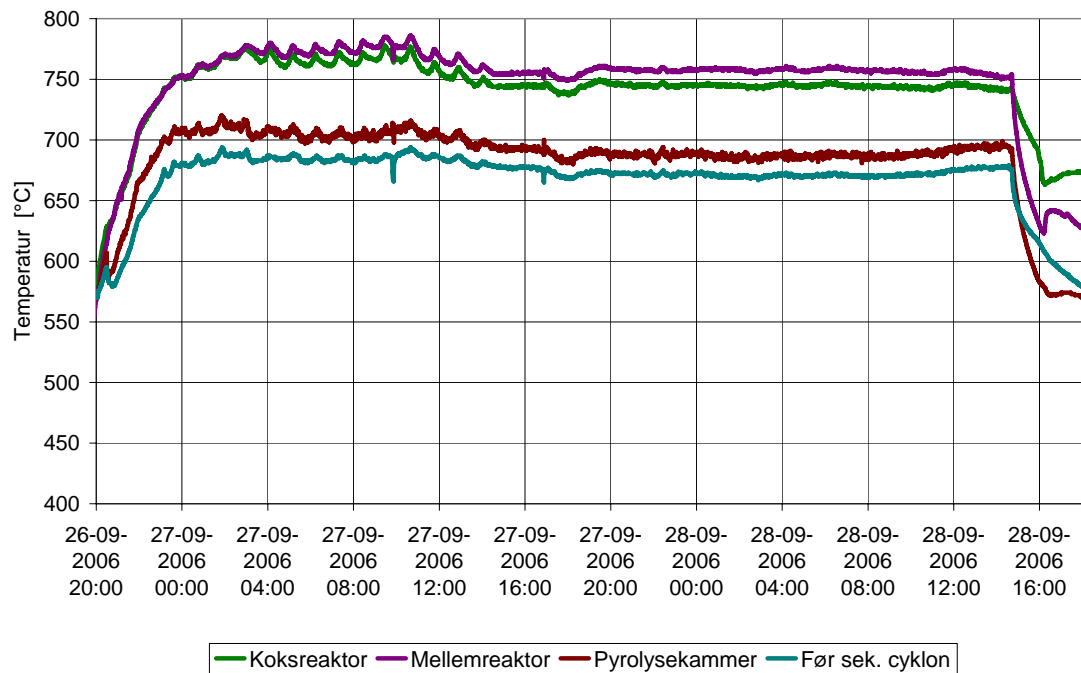
Figur 4.5: System til indgrænsning af tjæredugpunkt

Fangelforsøget blev startet på bedmaterialet fra Præstøforsøget, da der i begge tilfælde var tale om afgasset husdyrgødning om end med forskellig oprindelse. Da Præstøforsøget dog sluttede med en meget lav bedhøjde, var der kun 420 kg bedmateriale til rådighed, og der blev suppleret op med 430 kg rent sand samt 27 kg grillkul for at lette opstarten.

4.7.3 Forsøgsbeskrivelse

Da Fangelforsøget var det mest vellykkede af 500 kW forsøgene er det valgt at beskrive forsøgets gennemførelse lidt mere detaljeret end de 3 foregående forsøg. Figur 4.6 viser udvalgte temperaturer fra forsøget efter den første mislykkede opstart.

Fredag den 22/09-06 kl 12:50 blev heattracingen tændt og kørte uovervåget henover weekenden. Mandag den 25/09 kl 8:50 var temperaturen i koksbedden på 133°C, og gasbrænderen blev indsat i pyrolysekommeret kort efter. Den 25/09 kl 17:45 blev brænderen taget ud igen efter at have varmet pyrolysekommeret op fra 100°C til ca. 750°C, og indfødnngen blev startet på meget lavt blus. For at undgå klager over lugtgener fra nabovirkomheden var tidspunktet for start af indfødnngen planlagt til efter almindelig fyraften, med den hensigt at fuld temperatur og stabil drift kunne være nået inden næste morgen. Det lykkedes dog ikke igennem natten at opnå fuld temperatur, da der ikke kunne etableres en stabil cirkulation af bed-materiale, hvilket på et tidspunkt resulterede i en tilstopning af primærcyklonen, hvorved nogle hundrede kilo bed-materiale endte i askebeholderen. Det blev derfor besluttet at udskyde opstarten til efter fyraften tirsdag den 26/09.



Figur 4.6: Procestemperaturer under Fangel forsøget

Årsagen til problemerne menes at være, at der ikke kunne tilføres nok drivgas til forbindelseskamrene under opstart, hvor temperaturen er lav, og bedmaterialet derfor ikke stabilt kunne flyttes imellem kamrene. Tilførslen af 27 kg grillkul til bed-materialet inden opstart, og heriblandt nogle ret store kulstykker kan også have generet strømmingen igennem L-benet under primær cyklonen og/eller gennem kanalen fra koksreaktoren til mellemreaktoren.

Der blev påfyldt 400 kg sand til supplerende af det tabte bed-materiale, og kl 15:30 blev brænderen igen indsat i pyrolysekommeret og kl 17:30 blev indfødnings af brændsel genoptaget. Herefter foregik opvarmningen problemfrit, og 700°C i koksbedden blev opnået kl 22 den 26/09. Ved midnat var den indfyrede effekt 494 kW (LHV), og temperaturen i koksbedden 750°C. Forsøget forløb derefter meget stabilt uden nedlukninger.

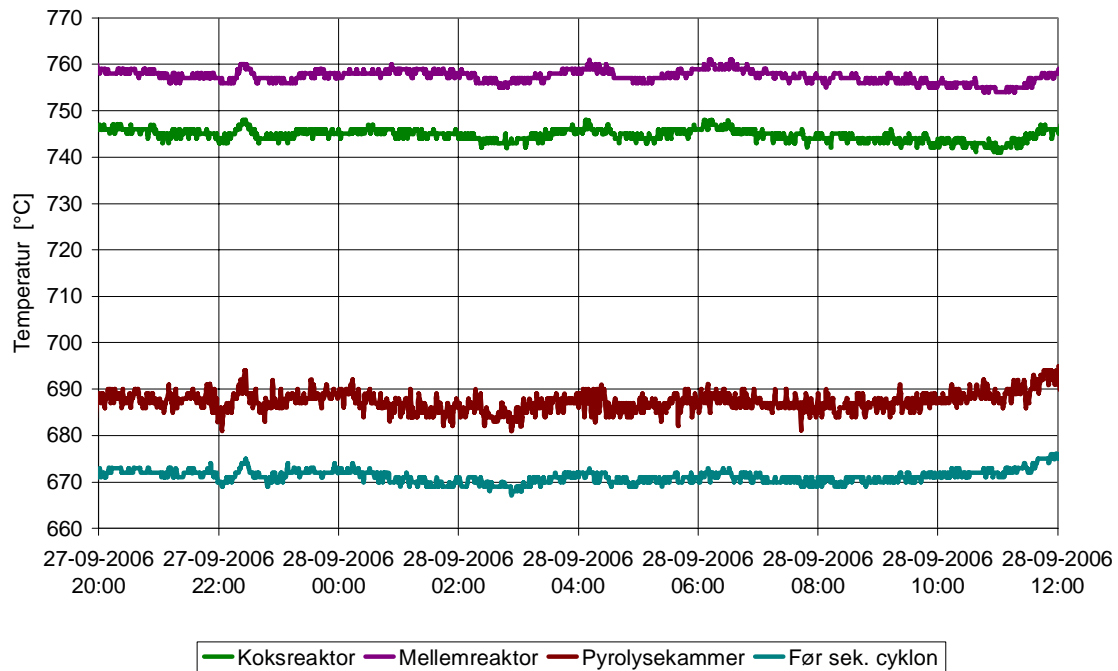
De hakkede temperaturkurver imellem især kl. 4 og 8 den 27/09 skyldes, at doseringssiloen ikke var i stand til, med dette brændsel, at afgive en jævn massestrøm af brændsel til pyrolysekommeret, men afgav op til ca. 13% mere, når den var fuld, end når den var tom. Fyldningsautomatikken blev derfor justeret, så der fra kl. 14:30 den 27/09 kun blev påfyldt 40 kg af gangen i stedet for 160 kg, hvilket fjernede temperaturudsvingene.

Kl. 18 den 27/09 blev den forberedte automatiske regulering af lufttilførslen til koksbedden aktiveret, og reguleringskonstanterne blev justeret ind. Automatikken styrede temperaturen resten af forsøget med et temperatur setpunkt for koksbedden på 750°C. Der var et par graders forskel imellem den loggede temperatur (Figur 4.7) og den temperatur regulatoren styrede efter.

Temperaturen i pyrolysekommeret styres manuelt ved justering af lufttilsætningen til

mellemreaktoren, men grundet de meget stabile forhold var der ikke behov for at regulere denne under det meste af resten af forsøget.

Den meget stabile drift under især den sidste del af forsøget fremgår mere tydeligt af Figur 4.7 (som blot zoomer ind på et udsnit af Figur 4.6). Det ses f.eks. at temperaturen i processens varmeste kammer, dvs. koksreaktoren, kun varierer +/- ca. 3°C gennem alle de viste 10 timer.



Figur 4.7: Zoom på procestemperaturer under Fangel forsøget

De sidste 2-3 timer af forsøget stiger pyrolysekammertemperaturen lidt og i samme periode skruer regulatoren op for luftmængden til koksbedden for at modvirke et beskedent temperaturfald, som skyldes en øget partikelcirkulationsrate. I denne periode forskydes (en totalt set stadig meget effektiv) asketilbageholdelse fra tilbageholdelse i cyklonerne imod tilbageholdelse i bed-materialet og pga. af den voksende bedhøjde og luftmængde øges partikelcirkulationen. Årsagen til den forøgede asketilbageholdelse i bed-materialet er pt. ikke fuldt afdækket, men en mulig del af forklaringen er, at primærcyklonens effektivitet indledende påvirkes positivt af ændrede strømningsforhold i primærcyklonens L-ben og/eller at brændselssammensætningen er anderledes i den sidste bigbag, der bliver taget hul på ca. kl. 8 den 28/9. Uanset forklaringen ville forsøgets afsluttende temperaturændringer formentlig let kunne være modvirket ved f.eks. blot at aftappe en passende mængde bed-materiale.

Den 28/09 kl. 14:43 blev anlægget lukket planmæssigt ned, efter forgasning af 8,2 tons brændsel over 54 timer, hvoraf de 39 timer var med stabil drift ved ca. 494 / 531 kW indfyret effekt (nedre / øvre brændværdi) og fulde driftstemperaturer.

Oplevelsen under selve forsøget var at dette forløb særdeles tilfredsstillende og at virkningen af alle de mange forud gennemførte forbedringer opfyldte eller oversteg forventningerne. Udover den opnåede særdeles stabile drift kan følgende fremhæves:

- Det modificerede udtag af bundaske fungerede fint om end der kun blev brug for at udtage prøver til arkivering
- Det nye system til udtagning af sekundæracyklonaske fungerede fuldstændigt problemfrit, og der blev opsamlet mere end 3 ton aske i beholderen
- Sekundæracyklonen fungerede tydeligvis også effektivt
- Det nye system til udtagning af SC-askeprøver fungerede godt
- Den tilføjede tertiæracyklon bidrog som forventet til en meget effektiv total asketilbageholdelse
- Gassen i faklen syntes stort set fri for støv og ildfluer og gassen brændte således langt renere end under især det foregående forsøg. Dette også med kun 1 af de fra start monterede 4 flaskegasstøttebrændere i funktion
- Tilføjelse et flammeholderkors i bunden af fakkeltønden sidst i forsøget medførte at temperaturen i toppen af faklen steg markant, selvom den sidste støttebrænder (uden problemer) blev slukket i forsøgets sidste timer.
- Selvom røgfanen stort set hele tiden syntes helt ren og lugtfri kunne vindstød dog stadig forstyrre gassernes fuldstændige udbrænding, idet denne ikke var helt overstået ved overkanten af det forhøjede fakkelsvøb. Der var tegn på, at flammerholderkorset hæmmede faklens luftgennemstrømning lidt for meget (flammer nedenud af faklen) så et knapt så stort kors vil muligvis være mere optimalt.
- Ved gennemførelse af 4 målinger lykkedes det at indgrænse gassens tjæredugpunkt til temperaturområdet 180–200°C, og det er således sandsynliggjort, at den aktuelt producerede gas om ønsket vil kunne afkøles og renses i et alm. moderat temperaturbestandigt posefilter.

I henhold til det ovennævnte og de senere omtalte performance-data fra databehandlingen efter forsøget, lykkedes det at gennemføre forsøget med det planlagte indhold og de hidtil bedste resultater blev opnået for så vidt angår:

- Mange timers præcis fastholdelse af procestemperaturer
- Effektiv koksomsætning ved fuld last
- Effektiv asketilbageholdelse
- Effektiv og miljøvenlig afbrænding af den producerede gas
- Minimering af manuelle driftsmæssige funktioner

Endelig må man hæfte sig ved, at LT-CFB forgasseren med de nævnte gode resultater er afprøvet med succes på endnu et perspektivrigt, problematisk biobrændsel med højt askeindhold.

4.8 Resultater

4.8.1 Koksomsætning

Under pyrolysen frigives ca. 80% af brændslets organiske del som gasser og ca. 20% efterlades på fast form, hovedsagligt som rent kulstof i kokspartiklerne (en nærmere analyse og kvantificering af dette blev foretaget i [Glar Nielsen, 2002]). Koksresten andrager ca. 30% af energiinputtet med brændslet, og en effektiv omsætning af koksen er derfor nødvendig for bl.a. at opnå en tilfredsstillende brændselsøkonomi.

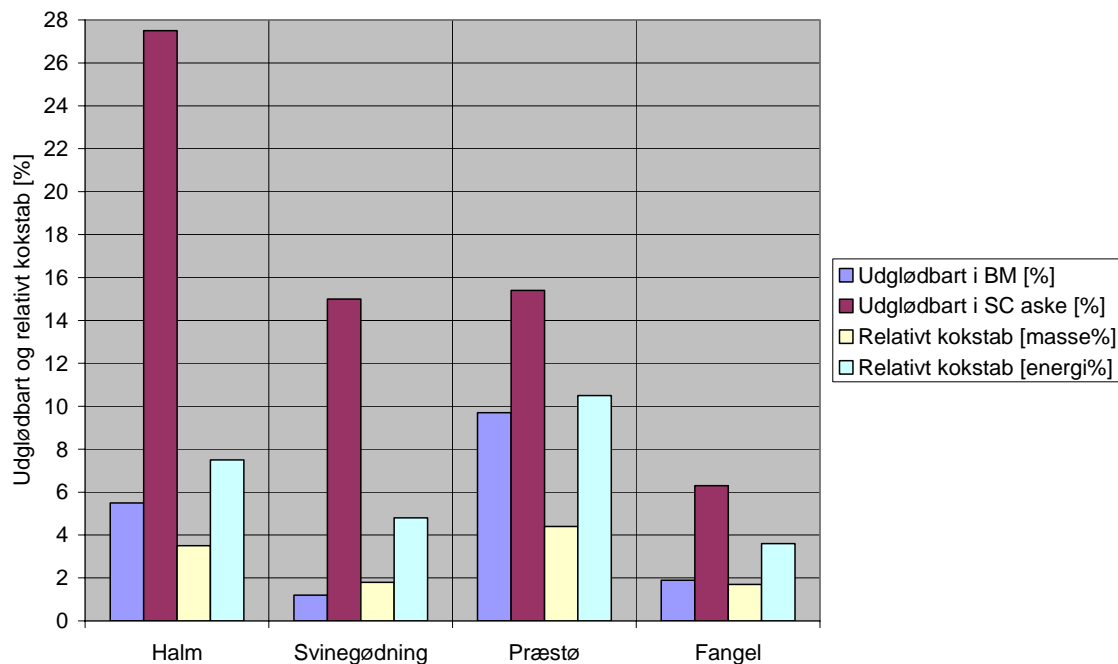
Efter lang tids stabil drift er massen af koks i bedmaterialet afhængig af flere parametre bl.a.:

- Indfyret effekt
- Koksandelen efter pyrolysen
- Luft- og damptilsætning
- Katalytiske effekter i koksbedden
- Kokspartikelstørrelse m.m.

Koksreaktivitetsundersøgelserne, beskrevet i appendiks B afsnit 13.1, viste at koksen fra de 3 af brændslerne (halm, svinegødning og afgasse gylle fra Præstø) havde omtrent samme reaktivitet. Dog kan den reelle koksomsætningshastighed tænkes påvirket af katalytiske effekter fra ophobede askestoffer i bedmaterialet.

Figur 4.8 viser en stor forskel i indholdet af koks i bedmaterialet for de 4 forsøg. Den lave værdi for svinegødningsforsøget sås også under 50 kW forsøget på svinegødning (se afsnit 3.4), og skyldes sandsynligvis at koksandelen efter pyrolysen er meget lille for svinegødning sammenlignet med de andre brændsler. Den høje værdi for Præstø forsøget skyldes i høj grad, at forsøget blev gennemført med en meget høj indfyret effekt (646 kW øvre brændværdi) i forhold til de andre forsøg.

Andelen af udglødbart i asken tilbageholdt af sekundær cyklonen influeres meget af askeindholdet i brændslet grundet simpel fortynding, og da halmen kun indeholdte 12% aske, sammenlignet med 27, 43 og 38% aske i de andre brændsler, var glødetabet størst i halmasken.



Figur 4.8: Sammenligning af udglødbart og kokstab⁶

Tabet af koks er udregnet relativt, som andelen af koks der tabes i forhold til indfyret rå brændselsmængde på både masse- og energibasis. Der er en tæt korrelation imellem andelen af udglødbart i bedmaterialet og kokstabet, hvilket skyldes, at jo mere koks der er i bedden, jo mere bliver slidt ned til meget små partikler, og jo mere cirkulerer forbi primærcyklonen og risikerer at blive tabt. Under svinegødningsforsøget var kokstabet således under 2 masse% af indfyret rå massestrøm af brændslet, hvilket på energibasis svarer til knap 5% af den indfyrede brændværdi. Det er tidligere vist, at kokstabet også er meget afhængigt af den indfyrede effekt (se bl.a. analyse i [Glar Nielsen, 2002]). Under Præstø forsøget var kokstabet godt det dobbelte i forhold til svinegødningsforsøget, da den indfyrede effekt var 17% højere. Det meget stabile Fangel forsøg gav det laveste kokstab på kun 1,7 masse% og 3,6 energi% af indfyret rå brændselsmængde.

For alle forsøgene er de viste værdier fra slutningen af forsøgene, hvor der var de mest repræsentative forhold mht. bl.a. steady state indhold af koks- og askestoffer i bedmaterialet. Det skal desuden nævnes, at den udglødbare andel i asken for halm- og svinegødningsforsøget er tildelt brændværdien 33 MJ/kg på basis af en brændværdi bestemmelse foretaget af halmasken. Tilsvarende er benyttet en værdi på 24 MJ/kg for Præstø- og Fangelforsøget på basis af en brændværdibestemmelse foretaget på aske fra Præstøforsøget.

⁶ Udglødbart i bedmaterialet og sekundærcyklonasken angives som den absolutte procentdel, der forsvinder under udglødning ved 550°C. Kokstabet angives relativt, på massebasis som massestrømmen af koks der tabes i forhold til den indfyrede massestrøm, og på energibasis som enthalpistrømmen af koks der tabes i forhold til indfyret effekt.

4.8.2 Masse- og energibalancer

For alle forsøgene er opstillet løbende masse- og energibalancer for hvert minut hen igennem forsøgene. I det følgende vil balancerne for Fangelforsøget blive beskrevet som eksempel. De øvrige balancer er udført på samme måde.

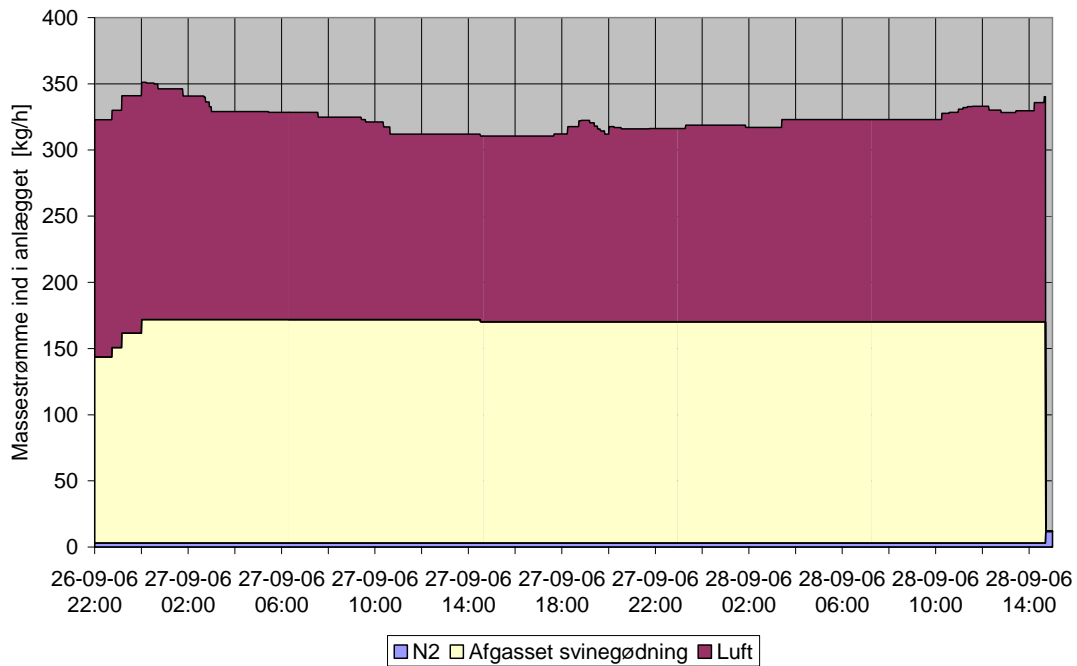
Da produktgassen indeholder en del tjærestoffer og partikler og er 600°C, når den forlader anlægget, er det ikke nogen simpel sag at måle hverken massestrøm eller brændværdi af produktgassen. I masse- og energibalancen udregnes derfor henholdsvis massestrømmen og enthalpistrømmen af produktgassen ved differens vha. en balance ud fra de øvrige masse- og energistrømme. For alle forsøg undtagen svinegødningsforsøget er det desuden antaget, at massen af koks og bedmateriale i anlægget har været konstant. Dette har været en god antagelse for 3 af forsøgene, hvor der kun skete beskeden ophobning af aske og koks i bedmaterialet undervejs. I beregningerne for svinegødningsforsøget er der dog taget højde for den markante askeophobning og bedaftapning, der skete undervejs.

Figur 4.9 viser massestrømmene ind i anlægget under Fangelforsøget uge 39 – 2006. Grafen starter med afslutningen af opvarmningen, hvor indfødningsen øges trinvis op til fuld indfyret effekt. Der tilførtes kun 3,1 kg/h N₂ til processen under Fangel forsøget fordelt således:

- Dosersilo: 0,7 kg/h, for at undgå tilbagestrømning af pyrolysegasser til siloen
- Spærregas til trykmåleprober: 1,9 kg/h, for at undgå tilstopninger i målesystem
- L-ben: 0,5 kg/h, som ekstra sikkerhed for at undgå tilstopninger ved utilsigtet nedlukning

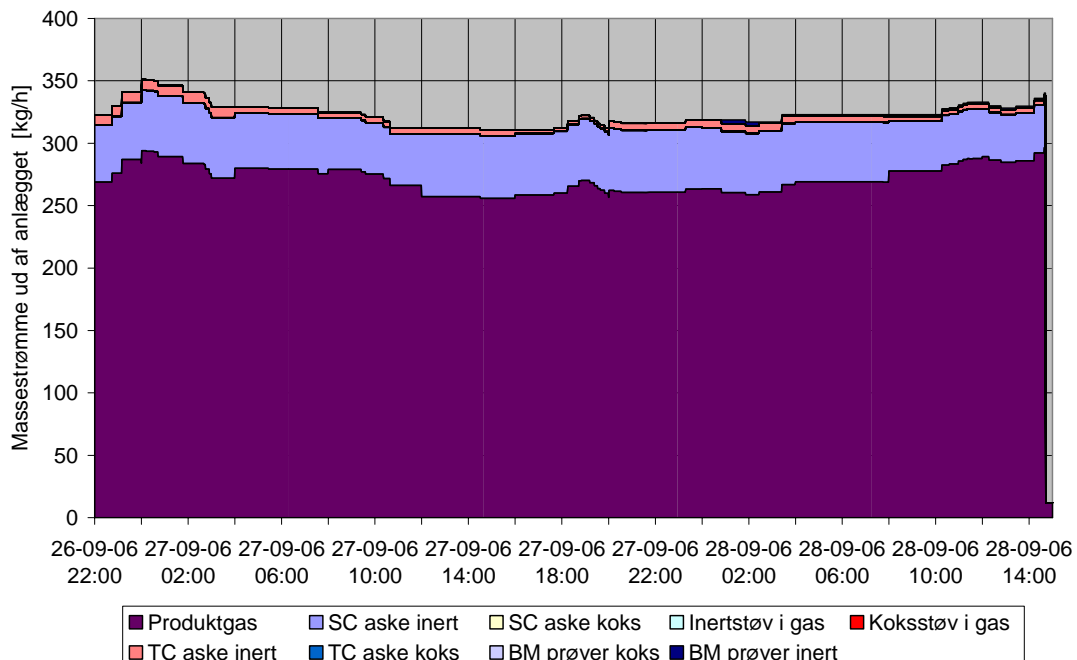
Ved opskalering vil spærregasmængden til trykmåleproberne forblive stort set uændret, og i senere kommercielle anlæg vil antallet af trykprober kunne reduceres. Tilførslen til L-benet kan elimineres ved øget overvågning og automatik. Endelig kan forbruget af N₂ til dosersiloen formentlig erstattes af f.eks. (tør) oxideret, afkølet, rensat og tryksat gas fra toppen af koksreaktoren, hvorved tilsætning af N₂ helt kan undgås. I løbet af forsøgsrækken er tilførslen af N₂ blevet væsentligt reduceret fra 6-7 kg/h under halmforsøget til kun 2,5-3 kg/h under Præstø og Fangel forsøgene. Hovedårsagen er, at N₂ tilførslen til lanserne i forbindelseskamrene efterhånden er blevet udskiftet med luft, hvilket har vist sig at være uproblematisk.

Den totale lufttilsætning til anlægget har under alle forsøgene ligget på ca. 1 kg luft pr. kg brændsel.



Figur 4.9: Massestrømme ind i anlægget for Fangel forsøget

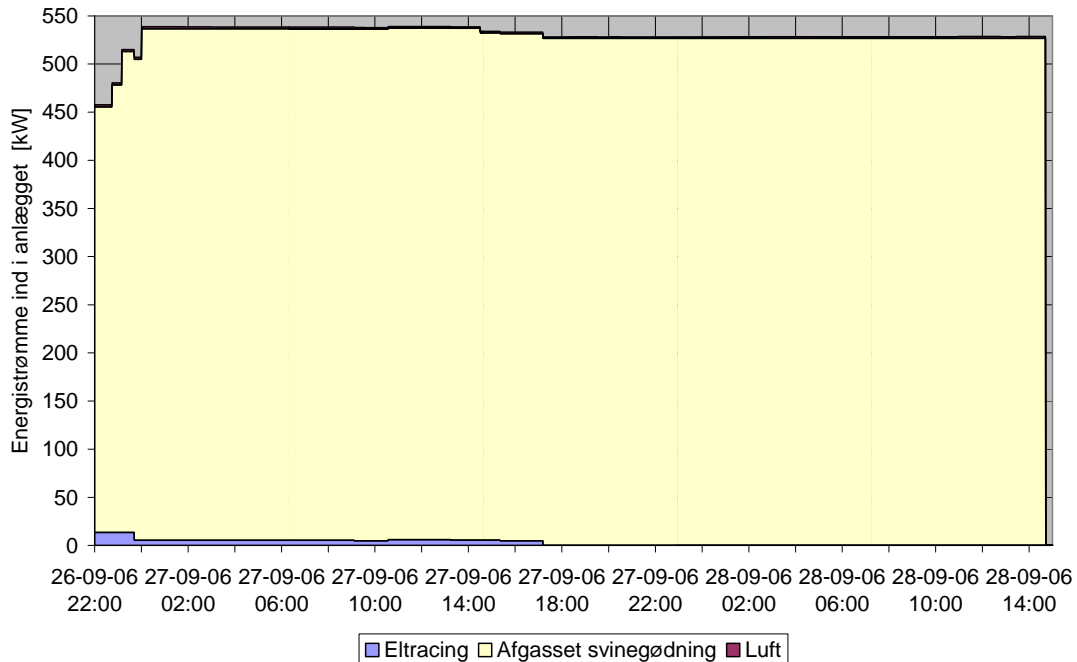
Figur 4.10 viser tilsvarende massestrømmene ud af anlægget for Fangel forsøget, hvor massestrømmen af produktgas er udregnet ved differens. Forud for Fangel forsøget blev der indsat en tertiærcyklon, der typisk separerede 4-6 kg/h partikler fra gassen, medens sekundærcyklonen tog 40-50 kg/h, og ca. 1 kg/h undslap cyklonerne som støv i produktgassen.



Figur 4.10: Massestrømme ud af anlægget for Fangel forsøget

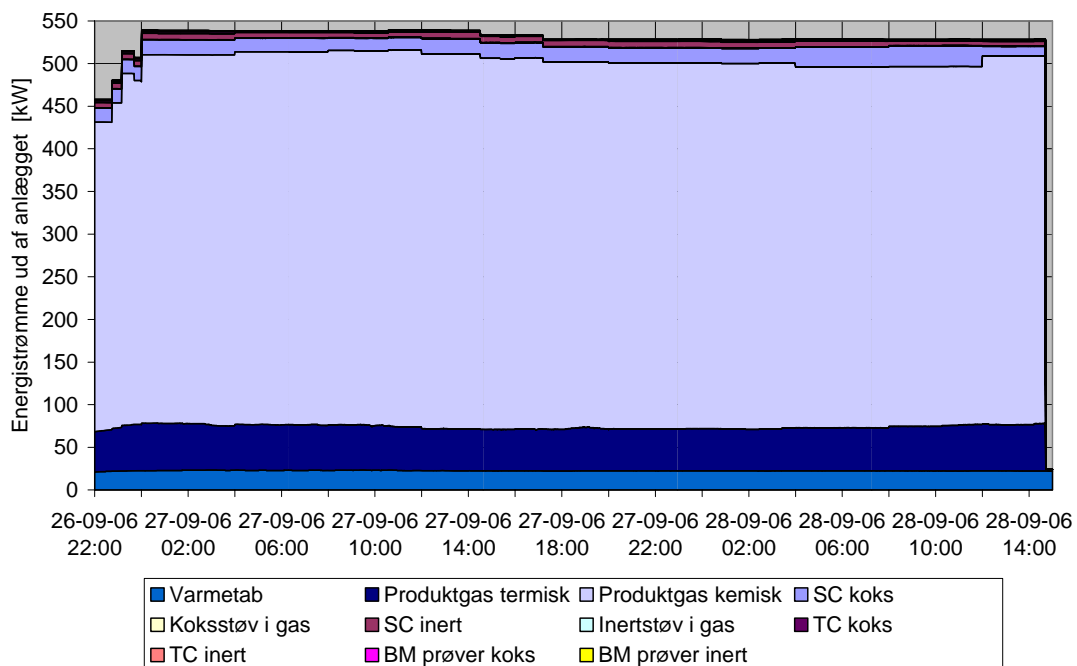
Figur 4.11 viser energistrømmene ind i anlægget, hvor luften giver et beskedent bidrag, da den bliver opvarmet til ca. 60°C af blæseren, inden den tilføres. Heattracingen viklet om alle anlægskomponenterne er kun i drift under opvarmningen, imens ellanserne i bunden af koks- og mellemreaktoren tilførtes en smule effekt i starten af forsøget indtil kl 17 den 27/09, hvor

de blev slukket. Bidragene fra eltracing og afgasset svinegødning er således målte, imens bidraget fra den forvarmede luft er beregnet.



Figur 4.11: Energistrømme ind i anlægget for Fangel forsøget

Figur 4.12 viser tilsvarende energistrømmene ud af anlægget, hvor "Produktgas kemisk" er udregnet ved differens og dækker over enthalpistrømmen af gassen (øvre brændværdi) ved 25°C. "Produktgas termisk" dækker over varmekapacitetsstrømmen af gassen, ved nedkøling fra temperaturen hvormed den forlader anlægget (ca. 600°C) til 25°C. Koksen indeholdt i SC og TC asken samt bedmaterialeprøverne er tildelt en brændværdi på 24 MJ/kg. Varmetabet er estimeret til ca. 22 kW ved fuld driftstemperatur.



Figur 4.12: Energistrømme ud af anlægget for Fangel forsøget

Med udgangspunkt i den beregnede massestrøm og enthalpistrøm af produktgassen (med

basis i 25°C) er den øvre brændværdi beregnet. Forskellen er ikke så stor imellem forsøgene, og værdierne er behæftet med væsentlige usikkerheder.

Basis	Enhed	Halm	Svinegødning	Præstø	Fangel
Massebasis	MJ/kg	5,7	5,7	5,1	5,2
Volumenbasis	MJ/Nm ³	6,9	7,1	6,5	6,6

Tabel 4.5: Øvre brændværdi af produktgas

De reelle tab fra anlægget er de energistrømme, der ender i askebeholderne og bedmaterialeprøverne samt varmetabet. Støvet følger produktgassen til den efterfølgende kedel, hvor støvets indhold af uomsat kulstof stort set kan forventes oxideret og således også energimæssigt udnyttet. Den totale energiudnyttelse af brændslet udregnet som energistrøm med produktgassen divideret med energitilførslen med brændslet, i form af brændværdi, er opgjort i Tabel 4.6. Forskellene i kokstab til cyklonasken ses især på forskellen imellem Præstø- og Fangelforsøget. For fremtidige opskalerede anlæg forventes der at kunne opnås en total energiudnyttelse på over 95%. Dette primært som følge af et lavere specifikt varmetab, og idet kokstabet yderligere kan minimeres ved valg af større bedhøjde i koksreaktoren. Dertil kommer yderligere identificerede, men pt. uafprøvede muligheder for at reducere kokstabet gennem bl.a. recirkulation og/eller efteroxidation af aske.

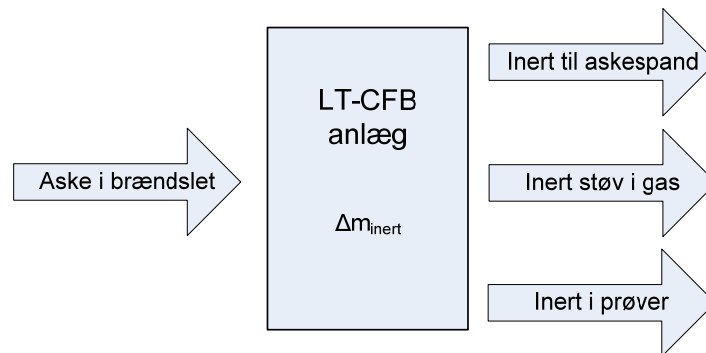
	Halm	Svinegødning	Præstø	Fangel
Total energiudnyttelse af brændslet	88,4%	92,8%	86,9%	92,4%

Tabel 4.6: Energiudnyttelse for hvert forsøg

4.8.3 Inertbalancer

Især når der fyres med brændsler med højt askeindhold, er det vigtigt at kunne gøre rede for, hvor asken bliver af. Såfremt den i høj grad ophobes i anlægget, vil det være nødvendigt at aftappe bedmateriale, og hvis der tabes for meget, kan det være nødvendigt at tilføre supplerende bedmateriale. Der vil derfor enten være brug for at bortskaffe et restprodukt eller der kan være behov for at indkøbe supplerende bedmateriale. Begge dele kan være forbundet med væsentlige omkostninger, og også af andre årsager er det væsentligt at kvantificere forholdene.

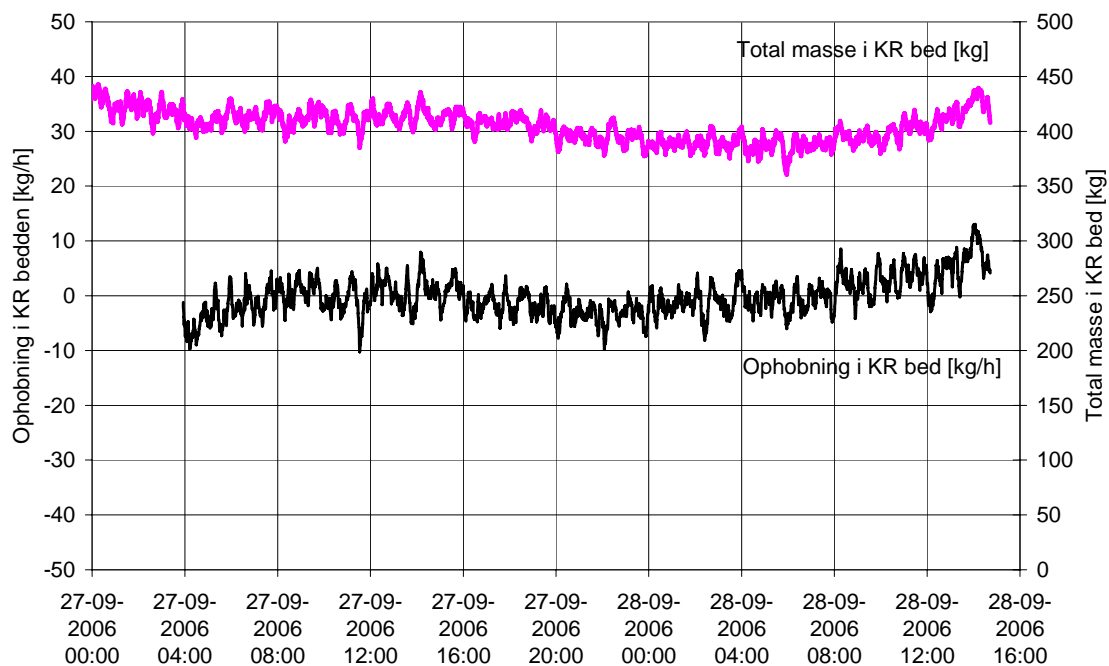
Dette er gjort ved at opstille en inertbalance, som vist i Figur 4.13. Den inerte aske der bliver tilført som følge af uorganiske komponenter i brændslet kan enten strømme til askespanden (under sekundær eller tertiær cyklonen), følge produktgassen ud af anlægget eller blive udtaget sammen med prøver af bedmaterialet. Desuden kan totalmassen af inert i anlægget, m_{inert} , ændre sig hen igennem forsøget. Grundet den lave temperatur i processen er det rimeligt at antage, at al asken fra brændslet, bestemt ved brændselsanalysen, forbliver på fast form.



Figur 4.13: Kontrolvolumen for inertbalance

Der er opstillet inertbalancer for alle forsøgene. Herunder vil inertbalancen for Fangel forsøget blive præsenteret og sammenlignet med resultaterne fra de tidligere forsøg.

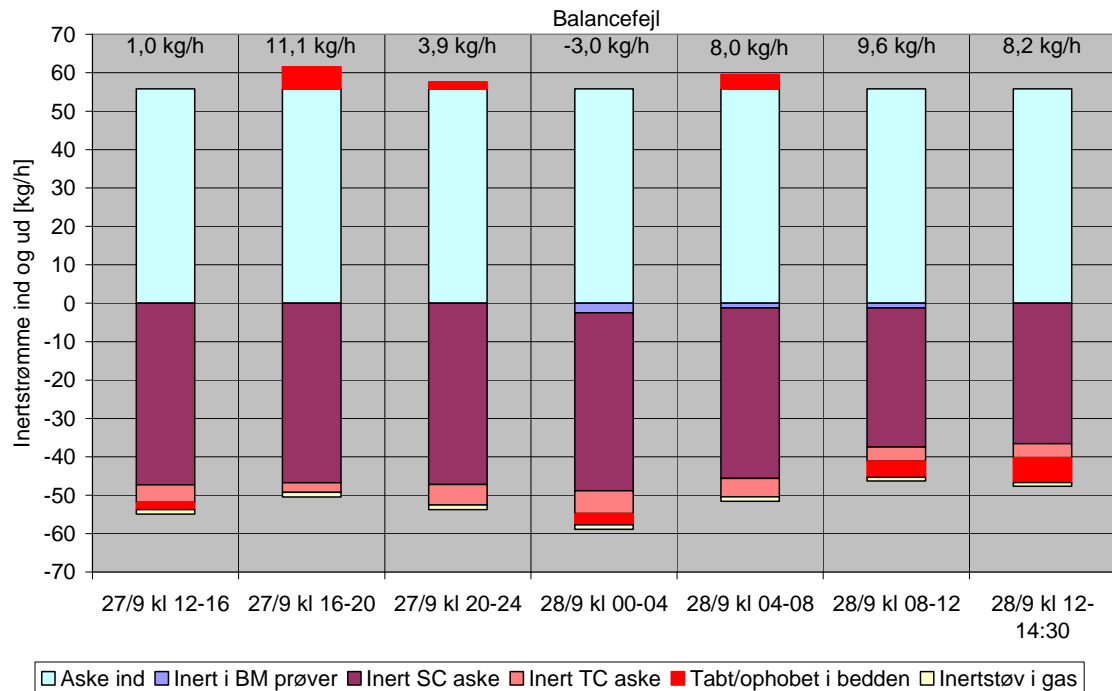
På basis af trykmålingerne i koksbedden er beregnet en trykligevægt, der i Figur 4.14 viser masseændringen og den totale masse af koksbedden hen igennem Fangel forsøget. Ophobningen ses at ligge nær 0 gennem det meste af forsøget, som udtryk for at inertmaterialet forlader anlægget, i samme takt som det bliver tilført med brændslet, og totalmassen i bedden har således været nogenlunde konstant. Hen imod slutningen af forsøget er der dog tendens til ophobning, og massen i bedden stiger.



Figur 4.14: Ændring i total masse i koksbedden for Fangel forsøget

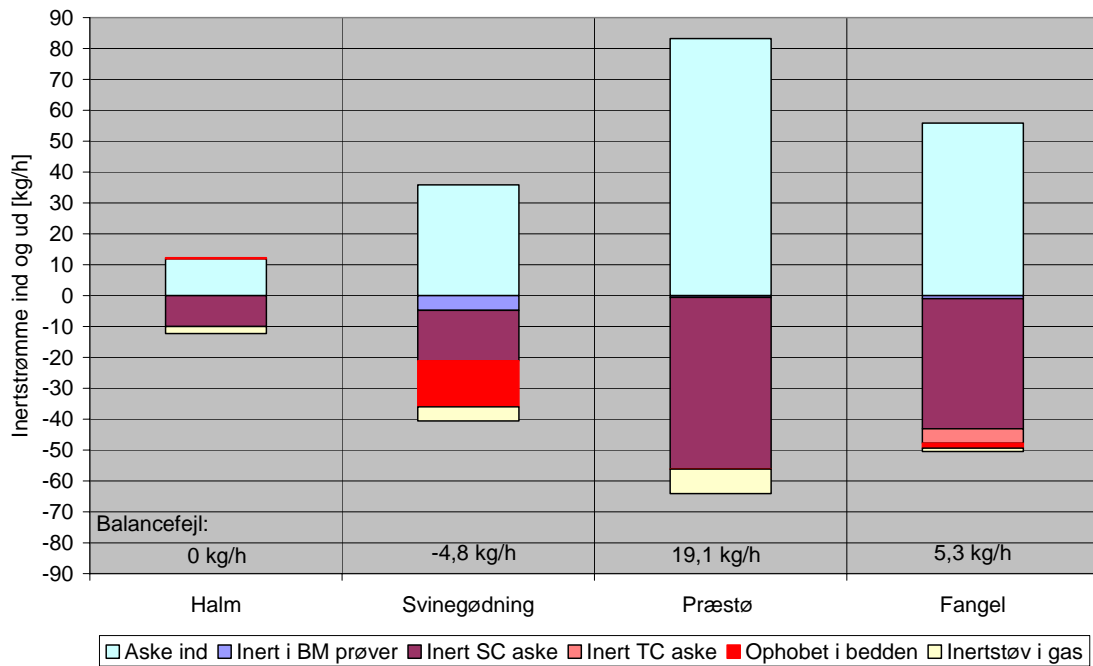
På basis af gennemsnitsberegninger over typisk 4 timer er inertstrømmene ind og ud opgjort og afbildet i Figur 4.15. I figuren regnes bidrag ind i anlægget som positive og bidrag ud af anlægget som negative. For kategorien ”Tabt/ophobet i bedden” afbildes værdierne positivt når inertmateriale afgives fra bedden, og negativt når der sker ophobning, som f.eks. i de sidste to perioder. Alle bidrag bliver målt eller beregnet og øverst fremgår afvigelsen fra balance (ind = ud). De fleste værdier er positive, dvs. at der mangler materiale på ud-siden.

Dette skyldes sandsynligvis en for høj analyseværdi for aske i brændslet, en for lav måling af støv i gassen eller for høje værdier for glødetab i askerne.



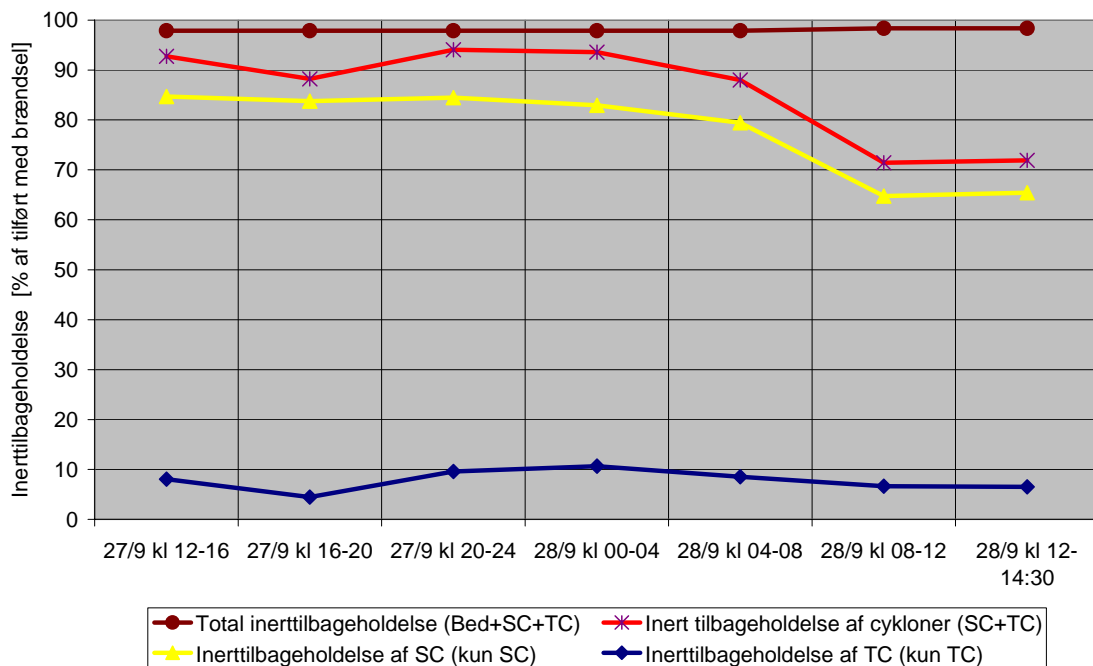
Figur 4.15: Inertstrømme ind og ud for Fangel forsøget

I Figur 4.16 er inertbalancerne for de fire 500 kW forsøg sammenlignet, hvoraf forskellene i askeprocent og indfyret effekt tydeligt fremgår. Under halmforsøget blev der ikke foretaget nogen troværdige trykmålinger i koksbedden, men pr. differens er der udregnet en meget lille inertaftagelse fra bedmaterialet på 0,4 kg/h. Under svinegødningsforsøget blev der ophobet en del aske i bedmaterialet, og undervejs udtaget bedmateriale for delvist at modvirke ophobningen. Under Præstøforsøget var indholdet i bedden meget konstant, men den store balancefejl indikerer, at støvmålingerne også her sandsynligvis har vist for lidt og/eller at brændsels- og askeanalyserne har været fejlbehæftet.



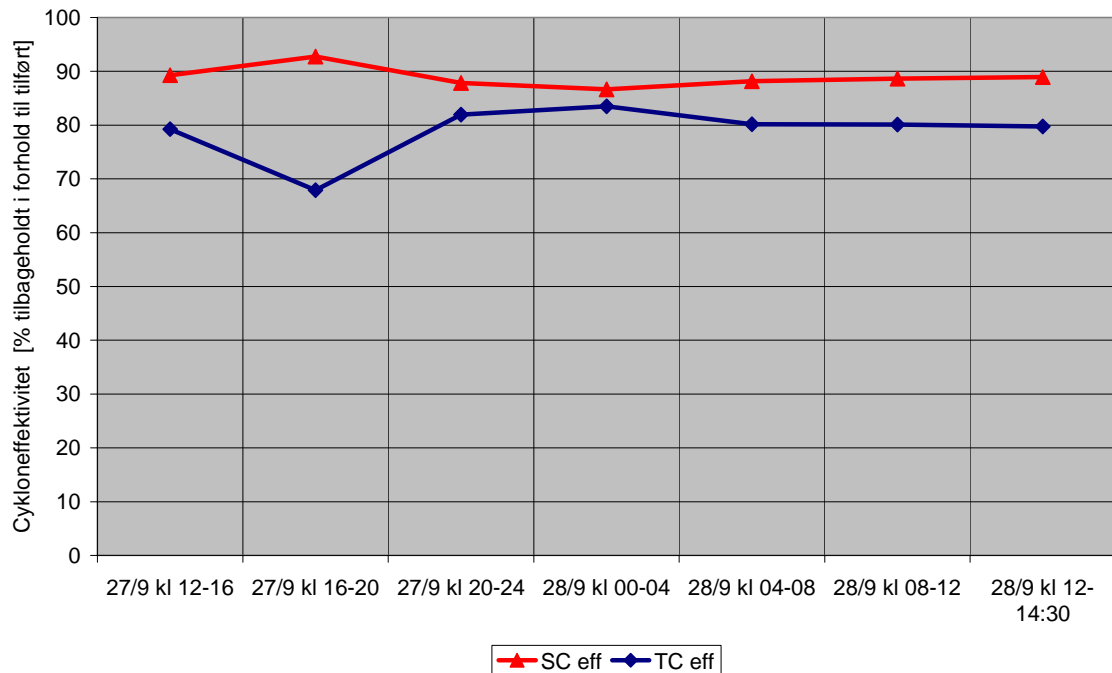
Figur 4.16: Inertmassestrømme for de 4 forsøg

I Figur 4.17 er vist inerttilbageholdelsen fordelt på kilder for Fangel forsøget. Den totale tilbageholdelse i sekundær- og tertiær cyclonasken og i bedmaterialet har ligget stabilt på ca. 98% udregnet vha. støvmålingerne. Sekundær cyclonen har tilbageholdt knap 85% af inertmaterialet i starten faldende ned til 65% til slut, og tertiær cyclonen har gennemsnitligt taget yderligere 8%. I starten tilbageholdes i bedmaterialet ca. 4% af den med brændslet tilførte aske og hen imod slutningen ca. 26%. Dette svarer til en askeophobning på henholdsvis ca. 2 og 14 kg/h som Figur 4.14 ikke kan bekræfte. Dette tyder igen på, at der enten har været mere støv i gassen end støvmålingerne har vist og/eller at brændsels- og askeanalyserne har været fejlbehæftet.



Figur 4.17: Inerttilbageholdelse af cykloner for Fangel forsøget

Figur 4.18 viser effektiviteten af sekundær- og tertiær cyklonen, dvs. tilbageholdt i forhold til tilført inert massestrøm. Dette beregnet på basis af de udtagne askemængder under cyklonerne og de målte mængder af støv i gassen (begge korrigeret for udglødbart indhold idet støvet tildeles samme udglødbare indhold som TC asken). Umiddelbart synes der at være en sammenhæng imellem effektiviteterne, således at når SC effektiviteten er høj er TC effektiviteten lav. Dette er også plausibelt, da virkningsgraden af en cyklon normalt stiger med støvkoncentrationen i gassen. Under stabile forhold vil en øget tilbageholdelse i SC også betyde, at partikelstørrelsesfordelingen der tilføres TC, vil forskydes imod finere partikler, og dermed vil TC effektiviteten også falde.



Figur 4.18: Effektivitet af sekundær- og tertiær cyclon for Fangel forsøget

I Tabel 4.7 er de gennemsnitlige effektiviteter af sekundær cyclonen vist baseret på støvmålingerne. Umiddelbart tyder det på, at forbedringen af sekundær cyclonen ved indsnævring af centerrøret forud for Præstø forsøget har betydet en effektivitetsforbedring på 5-9% point. Som nævnt tidligere har inertbalancerne dog indikeret væsentlige usikkerheder på inertmassestrømmene.

	Halm	Svinegødning	Præstø	Fangel
Gns. effektivitet af SC	82%	80%	87%	89%

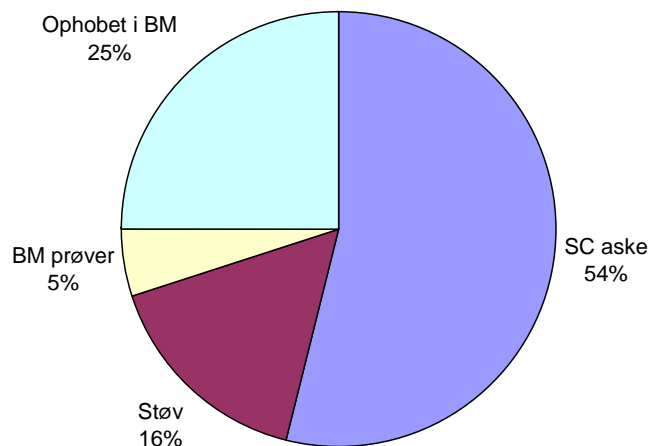
Tabel 4.7: Gennemsnitlig effektivitet af sekundær cyclonen for hvert forsøg

4.8.4 Grundstofbalancer

Én af de grundlæggende ideer med LT-CFB konceptet er at holde temperaturen så lav, at de askekomponenter, som normalt giver belægninger og korrosion, holdes på fast form og således kan separeres fra produktgassen. Der er blevet foretaget askeanalyser og grundstofbalanceberegninger for halm- og svinegødningsforsøget, der belyser, i hvor stor udstrækning askekomponenterne er blevet tilbageholdt.

For halmforsøget, hvor der ikke skete nogen nævneværdig ophobning af aske i bedmaterialet, kunne balancen på plausibel vis gøre rede for, at 100% af det K, Si, Ca og P der blev indfyret med halmen forblev på fast form og endte i askebeholderen eller som støv i produktgassen. Andelen der blev tilbageholdt af disse stoffer i askebeholderen svarer til effektiviteten af sekundærcyklonen, som via støvmålingerne blev udregnet til ca. 82% for dette forsøg. Massebalancerne viste desuden, at 66% af Cl indholdet og 11% af S indholdet i halmen forblev på fast form i den tilbageholdte eller tabte aske, imens resten forlod anlægget med produktgassen på gasform.

Under svinegødningsforsøget skete der en del askeophobning i bedmaterialet, og noget bedmateriale blev udtaget undervejs for at modvirke dette, hvilket komplicerer grundstofbalancerne og introducerer flere usikkerheder. Askeanalyserne viste, at koncentrationerne af de betragtede askekomponenter var konstant de sidste 11 timer af forsøget, på trods af at inertbalancen viste en markant ophobning af aske i bedmaterialet. Der er ikke fundet nogen entydig forklaring på denne modstrid. Grundstofbalancerne for K, Ca og P kunne dog gøre rede for, at meget nær 100% var holdt på fast form med en fordeling på massestrømme, som vist i Figur 4.19. Af den tilførte K, Ca og P med brændslet indeholdte gassen dermed 16%, og ville dermed skåne en kedel for 84% af disse stoffer. Det forventes dog, at denne værdi vil kunne komme op på 90-95% ved optimering af partikeltilbageholdelsen.



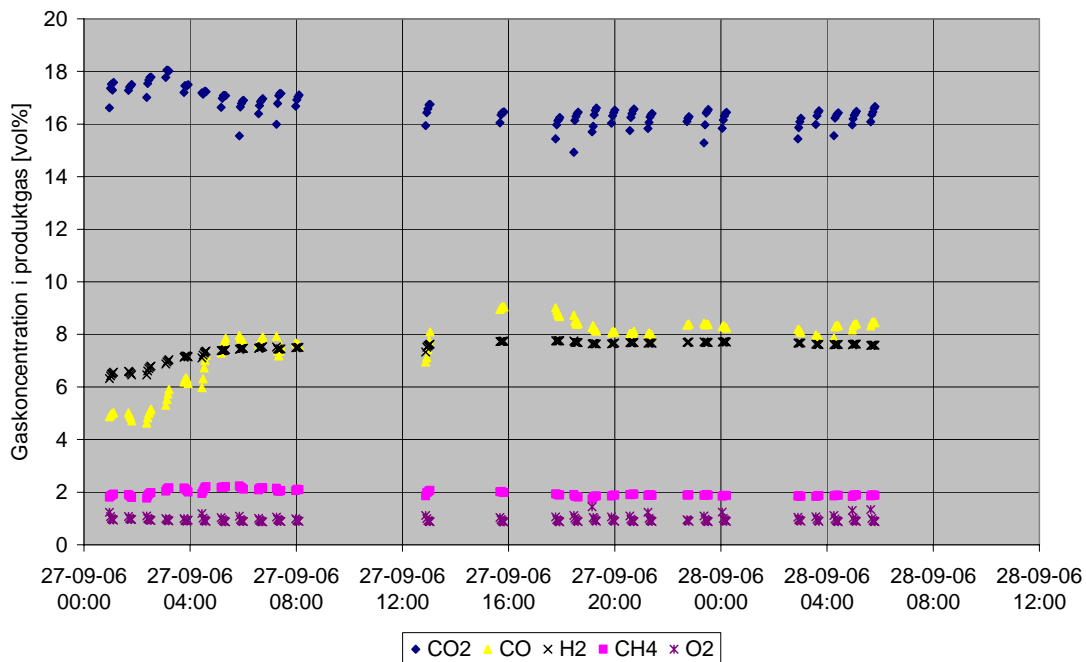
Figur 4.19: Fordeling af K, Ca og P massestrømme for svinegødningsforsøget

I cyklonasken blev desuden tilbageholdt 72% af klor og 21% af svovl fra brændslet, hvilket dermed stemmer overens med resultaterne fra halmforsøget.

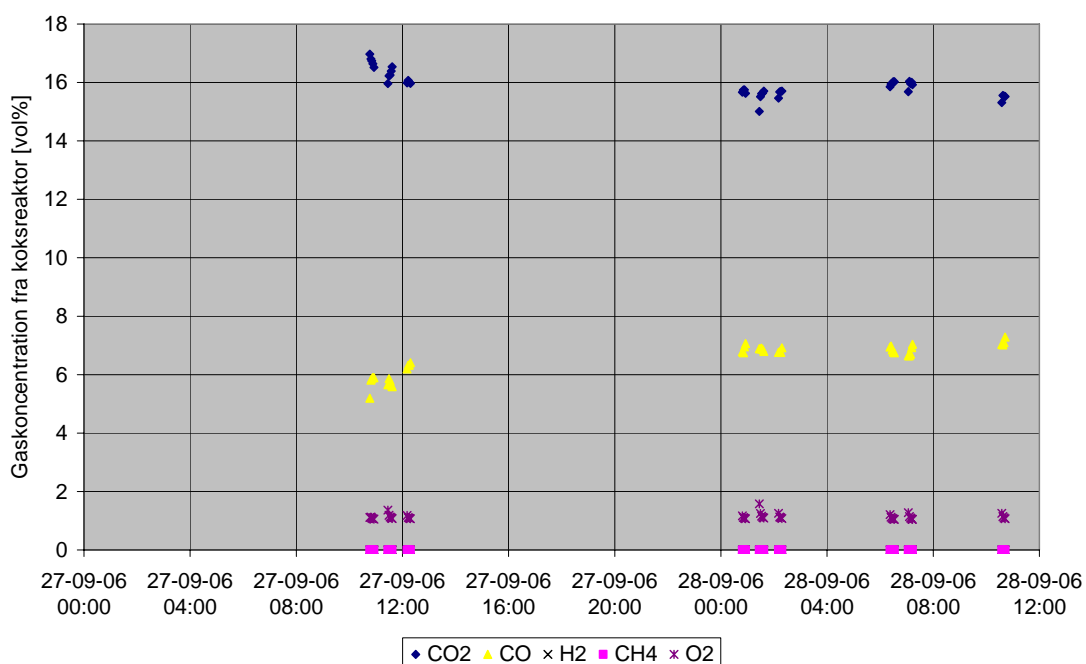
Generelt er grundlaget for de opstillede grundstofbalancer usikkert, da det er baseret på få kemiske analyser af små prøver udtaget og analyseret med betydelige usikkerheder, og da der er stor usikkerhed på bestemmelsen af ophobningen af aske i bedmaterialet samt målingen af støvindholdet i gassen. Alle analyser peger dog på, at alt K, Si, Ca og P holdes på fast form og tilbageholdes i samme grad som den samlede inerttilbageholdelse. Tilsvarende skyldes tilbageholdelsen af ca. 70% af klor og ca. 15% af svovl at tilsvarende andele af disse stoffer optræder på fast form.

4.8.5 Gaskvalitet

Indholdet af lette gasser i produktgassen, og gassen der forlader koksreaktoren, bliver på skift målt online hen igennem forsøget. Figur 4.20 og Figur 4.21 viser disse to gassammensætninger målt under Fangelforsøget med en mikro-gaschromatograf. Indholdet af O_2 i gasserne skyldes blot utætheder i gasmålesystemet. På produktgaskurven kan afslutningen af opvarmningsforløbet ses, hvor temperaturerne og den indfyrede effekt stadig er på vej op, og koksindholdet i bedmaterialet er ved at stabilisere sig. Manglende målinger sidst i forsøget skyldes at driften blev fortsat længere end planlagt, og således noget ud over den tid målesystemet var tilsluttet.



Figur 4.20: Gassammensætning af produktgas for Fangelforsøget



Figur 4.21: Gassammensætning af gas fra koksreaktoren for Fangelforsøget

I Tabel 4.8 er vist de tilsvarende gennemsnitlige gassammensætninger målt under de tidligere 3 forsøg. Resultaterne ligner meget hinanden, og den mest markante forskel er CO koncentrationerne, som stiger med øget vand/damp tilsætning. Der blev tilført mest vand under halmforsøget og mindre for svinegødningsforsøget og intet under Præstø og Fangel forsøgene.

Forsøg	Halm		Svinegødning		Afgasset gylle fra Præstø	
	Uge 9 - 2005		Uge 19 - 2005		Uge 36 - 2005	
Målested	Afgang	KR	Afgang	KR	Afgang	KR
CO ₂	15%	13%	17%	14%	16%	16%
CO	14%	8%	11%	6%	7%	4%
H ₂	7%	3%	7%	2%	6%	2%
CH ₄	3%	0%	3%	0%	2%	0%

Tabel 4.8: Gennemsnitlige gassammensætninger (vol%)

I appendiks B afsnit 13.2 er analyser for tjæreindholdet i produktgassen beskrevet. Både disse tjærestoffer og andre højere kulbrinter bidrager i øvrigt væsentligt til produktgassens brændværdi.

4.8.6 Tungmetaller og PAH i asken

Tabel 4.9 viser de gennemsnitlige analyseresultater for tungmetalindholdet i brændsel, aske udskilt af sekundærcyklonen og bedmaterialet for svinegødnings- og Præstøforsøget på tørstofrelateret basis. Desuden er vist grænseværdierne i henhold til [Slambekendtgørelsen] for udbringning på landbrugsjord på tørstofrelateret basis (mg/kg tørstof). For de tungmetallerne Cd, Hg, Ni, og Pb, som vist i Tabel 4.10, skal man dog blot overholde ENTEN den tørstofrelaterede grænseværdi ELLER den fosforrelaterede grænseværdi.

Analyse	Enhed	Forsøg uge 19 - 2005			Forsøg uge 36 - 2005			Tørstofrelateret grænseværdi Slambkg.
		Svine gødning	Aske	BM	Præstø afgasset gylle	Aske	BM	
Cadmium	[mg/kg TS]	0,092	<0,06	<0,01	0,42	2,0	1,2	< 0,8
Chrom	[mg/kg TS]	12	32	32	22,5	22	40	< 100
Kviksølv	[mg/kg TS]	0,018	0,3	<0,04	-	0,07	<0,1	< 0,8
Nikkel	[mg/kg TS]	9,6	30	19	-	57	36	< 30
Bly	[mg/kg TS]	4,2	6,8	4,9	-	13	6,4	< 120
Kobber	[mg/kg TS]	-	-	-	296	350	190	< 1000
Zink	[mg/kg TS]	-	-	-	1450	1900	360	< 4000

Tabel 4.9: Tungmetalindhold i brændsel, aske og bedmateriale samt tørstofrelateret grænseværdi

Analyse	Enhed	Forsøg uge 19 - 2005		Forsøg uge 36 - 2005		Fosforrelateret grænseværdi Slambkg.
		Aske	BM	Aske	BM	
Fosfor	[mg/kg TS]	52	12	66	18	-
Cadmium	[mg/kg P]	<1	<0,8	30	63	< 100
Kviksølv	[mg/kg P]	6	<3	1	<6	< 200
Nikkel	[mg/kg P]	577	1583	864	2000	< 2500
Bly	[mg/kg P]	131	408	197	356	< 10000

Tabel 4.10: Tungmetalindhold i aske og bedmateriale samt fosforrelateret grænseværdi

Tabellerne viser, at der ikke er nogen problemer i at overholde enten de tørstofrelaterede eller de fosforrelaterede grænseværdier for samtlige tungmetaller for både bedmateriale og asker. Nikkel og Cadmium indholdene er de højeste relateret til grænseværdierne og overskrider de tørstofrelaterede i nogen tilfælde, men ikke de fosforrelaterede værdier. Tungmetalindholdet i svinegødning og i materiale fra biogasanlæg kan svinge meget afhængig af dyrefodersammensætningen og tilsætning af industriaffald til biogasanlæggene. Det er derfor relevant også for fremtidige forsøg at være opmærksom på tungmetalindholdet især i cyklonasken.

Tabel 4.11 viser total PAH indholdet i sekundærcyklonasken for de 3 første forsøg (medens der ikke er udført PAH analyser på Fangel asken). Det totale PAH indhold inkluderer analyse for 16 forskellige PAH forbindelser. Heraf er kun de 9 omfattet af [Bioaskebekendtgørelsen] og [Slambekendtgørelsen]. Aske fra halmforgasning sorterer under Bioaskebekendtgørelsen, imens aske fra svinegødning og afgasset gylle sandsynligvis vil sortere under Slambekendtgørelsen. For at måtte udsprede asken på landbrugsjord må den ikke indeholde mere end totalt 3 mg/kg tørstof, af de PAH forbindelser der er omfattet af Bioaske- eller Slambekendtgørelsen. Som det fremgår, er indholdet langt lavere end grænseværdien for alle tre forsøg. Over halvdelen af de totale PAH'er udgøres af naphtalen, som ikke er omfattet af bekendtgørelserne, men som også udgør en stor del af produktgassens gasformige tjæreindhold (se appendiks B afsnit 13.2). Tilstedeværelsen af naphtalen i asken skyldes derfor sandsynligvis blot diffusion og kondensering ned i askebeholderen, som formentligt kan undgås ved tilførsel af purge-gas til askebeholderen.

Forsøg	Halm	Svinegødning	Præstø	Grænseværdi
PAH'er omfattet af Bioaskebkg. / Slambkg.	1,2	0,6	0,1	3,0
Total indhold af PAH forbindelser	6,2	2,5	0,2-0,7	-
- heraf naphtalen	4,4	1,6	<0,5	-

Tabel 4.11: PAH indhold i SC asken og grænseværdi (enhed mg/kg tørstof)

Såfremt der gennemføres en efteroxidation af asken, vil de fleste PAH'er sandsynligvis blive brændt af og koncentrationen derved blive yderligere reduceret.

4.9 Diskussion

4.9.1 Opnåelse af formål med forsøgene

Hovedformålet med halmforsøget var at eftervise, at LT-CFB processen kan omsætte selv meget askeholdig halm uden problemer med agglomering. Forsøget forløb med stor stabilitet og uden driftsforstyrrelser som følge af koks- eller askeophobning eller agglomering. Kokstabet på 7-8 energi% af indfyret effekt var dog i overkanten af det acceptable. Da der var tale om det første egentlige forsøg efter den første kortvarige idriftsætning af 500 kW anlægget, var erfaringsgrundlaget med dette anlæg dog beskedent, og der var f.eks. endnu ikke etableret mulighed for at tilsætte damp til koksbedden for at hjælpe koksomsætningen. Der blev foretaget målinger og analyser, der muliggjorde opstilling af grundstofbalancer, som fastslog, at det er muligt at forgasse halm ved lav temperatur og derved holde de korrosions- og belægningsdannende askestoffer på fast form (f.eks. K og P samt en del af Cl). Selvom det var det første længere forsøg med 500 kW anlægget, fungerede anlægget teknisk også uden større problemer. Forsøget var derfor klart en succes. Det var hensigten at undersøge betydningen af pyrolysekammertemperaturen i 3 trin i løbet af forsøget. Det blev dog undervejs besluttet at nedtone dette, for i stedet at opnå længere tids drift under stabile forhold så koksomsætningen og grundstofbalancen bedre kunne undersøges.

Svinegødningsforsøget på 50 kW anlægget havde vist, at det tilsyneladende var et meget nemt brændsel at omsætte, som gav lave kokstab og ingen agglomering. Dette blev igen bekræftet af 500 kW forsøget på svinegødning, som bl.a. viste et lavt kokstab på knap 5 energi% af indfyret effekt. Lasten blev undervejs varieret i 3 trin, men perioderne viste sig dog for korte til entydigt at vise den nøjagtige sammenhæng imellem indfyret effekt og kokstab. Der var dog ingen tvivl om, at kokstabet steg med den indfyrede effekt. For dette forsøg viste grundstofbalancerne ligeledes, at askekomponenterne kunne tilbageholdes. I løbet af forsøget skete dog en kraftig ophobning af aske i bedmaterialet, som flere gange resulterede i tilstopning af L-benet og stort tab af bedmateriale ud af anlægget. I slutningen af forsøget kom dette dog under kontrol, men anlægget var teknisk ikke klart til løbende at udtage de store mængder af bedmateriale, som var nødvendigt. Forsøget gav værdifulde driftserfaringer og gode måledata, som bl.a. viste, at svinegødning uden større problemer kunne omsættes i anlægget.

Præstøforsøget var det første forsøg på afgasset gylle fra et biogasanlæg og indeholdte hele 43% aske (tør basis) og havde en lav brændværdi. Det høje askeindhold gav sig dog ikke udslag i nogen problemer med koksomsætning, proceskontrol, agglomering eller andet. En fejlmåling af askeindholdet inden forsøget betød at forsøget blev afviklet med en indfyret effekt på 646 kW (øvre brændværdi) i stedet for tilsigtet 500 kW. Heller ikke dette gav nogen problemer, men betød dog at kokstabet lå på godt 10 energi% af indfyret effekt. Trods den store mængde af aske der blev tilført, skete der en løbende udskillelse, og der var ingen problemer med askeophobning.

Hidtil var alle forsøg blevet foretaget med pelleteret materiale (undtagen 50 kW hønsegødningsforsøgene) for at undgå problemer med indfødningssystemet. Da en pelletering dog fordyrer brændslet, var det af hensyn til fremtidige planer målet, at undersøge hvordan anlægget ville reagere på ikke-pelleteret brændsel. Under opvarmningen blev kørt godt 10 timer på ikke-pelleteret materiale uden problemer, men der blev skiftet til piller, da opvarmningen var slut. Midt under forsøget blev der igen skiftet fra pelleteret til ikke-pelleteret materiale, og skiftet forløb uproblematisk. Grundet en meget lavere densitet af det ikke-pelleterede materiale og den lave brændværdi kunne indfødningssystemet dog maksimalt indfyre 352 kW (øvre brændværdi). Efter godt 4 timers drift på det ikke-pelleterede blev det derfor besluttet at skifte tilbage til piller, da den lave last ikke ville give et retvisende og sammenligneligt billede af kokstab m.m. Skiftet tilbage til den tidligere højlastsituation forløb ligeledes uproblematisk.

Dette forsøg må derfor også betegnes som vellykket, da anlægget teknisk fungerede upåklageligt selv med et meget askeholdigt brændsel under overlast betingelser og også på ikke-pelleteret materiale. Forsøget var desuden det længste hidtil og varede i alt 6½ døgn inkl. opvarmning, med døgnbemanding i knap 4 døgn, og var derfor også en stor prøvelse for mandskabet.

Forud for Fangel forsøget blev der foretaget nogle tekniske anlægsforbedringer med sigte på senere at foretage længerevarende forsøg med 500 kW anlægget på DTU. Det primære formål med forsøget var at teste disse tekniske forbedringer, og brændslet blev valgt til at være afgasset gylle fra et biogasanlæg igen, for at foretage et forsøg ved nominel last (500 kW, nedre brændværdi), som kunne vise et lavt kokstab sammenlignet med Præstøforsøget.

Den tilføjede tertiæracyklon viste sig på tilfredsstillende vis at øge inertertilbageholdelsen med ca. 8%point uden at give problemer med tilstopninger eller tryktab. Afbrændingen af produktgassen blev også forbedret, så forsøget trods uheldig vindretning kunne gennemføres uden nævneværdige gener for naboerne. Under de sidste timers drift brændte produktgassen endda effektivt og stabilt med slukkede støttebrændere.

Udmadningen af aske og bed-materiale forløb også uden problemer med det nye udstyr. Den nyetablerede automatik til regulering af lufttilsætningen til koksbedden blev desuden justeret ind, og kunne over mange timer overbevisende fastholde temperaturen i koksbedden med få graders udsving.

Undervejs blev produktgassens tjæredugpunkt desuden forsøgt målt, og umiddelbart synes det at ligge lidt over 200°C. Dette åbner nogle meget spændende fremadrettede muligheder, for rensning af gassen med et posefilter hvorved endnu bedre inertertilbageholdelse og flere anvendelsesmuligheder for gassen kan opnås.

Forsøget forløb desuden meget stabilt uden en eneste nedlukning i mere end 26 timer, og kokstabet var det hidtil laveste på 3,6 energi% af indfyret effekt ligesom også

inerttilbageholdelsen var særdeles tilfredsstillende. Da både de tekniske forbedringer og den nye automatik også virkede upåklageligt, var forsøget det hidtil mest succesfulde.

4.9.2 Opnåede erfaringer

De fire udførte forsøg med 500 kW anlægget har, udover at have opfyldt formålene og givet en masse måledata, givet meget værdifuld driftserfaring på en række punkter:

- Der er udviklet en opstartsprocedure for anlægget, der løbende er forbedret, og opstartstiden er blevet forkortet. Teknisk mangler der dog endnu nogle tiltag, for med større sikkerhed at kunne foretage en uproblematisk opstart på minimal tid.
- Der er opbygget værdifuld driftserfaring, som gør, at temperatur- og tryksignaler under forsøget hurtigt kan fortolkes, og mange problemer kan tages i opløbet f.eks. tilløb til tilstopning af L-benet.
- De øvre og nedre grænser for indhold af bedmateriale i anlægget er blevet identificeret, således at der i tide kan aftappes eller påfyldes bedmateriale, inden der f.eks. sker ukontrollerede udtømninger af bedmateriale grundet et overfyldt L-ben.
- Reguleringsmæssigt er opnået et kendskab, der gør, at temperaturen i alle anlægsdele kan kontrolleres og justeres indenfor få graders nøjagtighed.
- Der er opnået en vis forståelse, for de mekanismer der styrer hvorvidt aske ophobes eller udskilles, og hvilke procesreguleringstiltag der influerer på det.

På trods af det meget store erfaringsgrundlag der er opbygget, er der dog stadig visse emner, som med fordel kunne prioriteres under kommende forsøg:

- Betydningen af pyrolysekammertemperaturen for muligheden for tilbageholdelse af askekomponenterne på fast form samt indflydelsen på gaskvaliteten og koksomsætningen.
- Den nærmere udnyttelsesgrad af tilført vand/damp som funktion af f.eks. koksbed temperaturen og indflydelsen på koksomsætningen og kokstabet. Findes der, som forventet, et optimum, og hvor er det?
- Den øvre temperaturgrænse for agglomerering og hvordan bedsammensætning, koksindhold i bedmaterialet og brændselsvalg har indflydelse på denne.

4.9.3 Fremtidige 500 kW forsøg

Mange erfaringer og resultater er opnået, og fremtidige forsøg med 500 kW forsøget bør derfor nøje planlægges for at bruge ressourcerne fornuftigt. De ovenfor nævnte mangler i erfaringsgrundlaget bør undersøges, men derudover bør forsøgene også have et længere sigte. Det der primært kan bidrage til udviklingen af LT-CFB processen, er at foretage langtidsforsøg (>500 timer) med processen. Disse skal give oplysninger om bl.a. materialevalget er hensigtsmæssigt, og hvad behovet vil være for ”bedmanagement” ved kontinuert drift i flere uger eller måneder dvs. evt. regulering af partikelstørrelsesfordelingen, -densiteten og/eller den kemiske sammensætning ved genindfødning af screenede bed/-askepartikler, tilsætning af frisk sand eller andet.

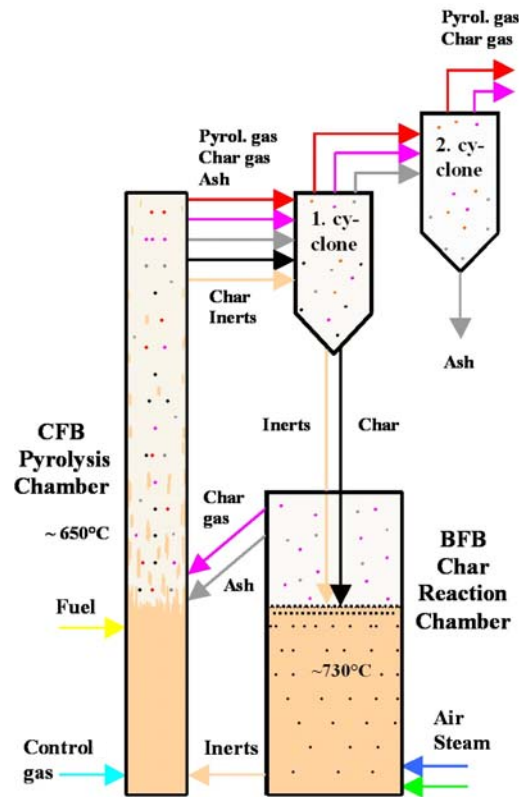
Da de praktiske forhold på DTU ved 500 kW anlægget reelt ikke egner sig til langtidsforsøg af hensyn til oplagring og logistik af brændsel og aske, manglende energiudnyttelse samt nabogener, vurderes det ikke hensigtsmæssigt at foretage disse lange forsøg med dette anlæg. På nuværende tidspunkt kræves mindst 2-3 mand i døgnbemanding for at køre anlægget, og teknisk og økonomisk vil det være omfattende at gøre anlægget fuldautomatisk. Praktisk og økonomisk vil det være en bedre ide, at etablere et nyt anlæg et sted hvor produktgassen kan gøre gavn og helst i nærheden af en oplagt brændselskilde. Dette anlæg kan man ligeså godt skalere op til 2-10 MW, for også at nå skridtet videre i opbygning af erfaringer mht. opskalering.

LT-CFB processen synes i stand til at kunne omsætte stort set alle brændsler, men det kan være relevant at foretage kortere forsøg, der kan afsløre eventuelle problemer i relation til endnu ikke afprøvede brændsler med f.eks. agglomering eller koksomsætning. Dertil er 500 kW anlægget velegnet, om end et mindre anlæg også kunne gøre det. 50 kW anlægget vil dog skulle bygges en del om, for at mange af de opnåede erfaringer mht. design vil kunne udnyttes. Forsøg til afprøvning af nye brændsler, bør være lange nok til at der med sikkerhed er opnået stabile forhold mht. indhold af koks og askekomponenter i bedmaterialet. De 4 udførte forsøg har vist, at der kræves mere end 30 timers drift for at opnå dette.

5 Modellering af LT-CFB processen

5.1 Overordnet beskrivelse af modellen

LT-CFB konceptet, og det system der skal modelleres, er vist i Figur 5.1.



Figur 5.1: Flowdiagram for LT-CFB konceptet

Nyttemålene med modelleringsindsatsen er:

- Opnåelse af øget forståelse af processen
- Opnåelse af et bedre grundlag for at designe opskalerede anlæg
- Øget sandsynlighed for at vælge de optimale driftsparametre
- Basis for optimeringer af processen

Produktmålene er herudfra specificeret til:

- Opbygning af en integreret model der medtager alle væsentlige massestrømme imellem alle anlægskomponenter
- Dette ved opbygning af en partikelpopulationsmodel, der kan beregne partikelstørrelsesfordelingen forskellige steder i anlægget
- Fokus på koksmassestrømmene rundt i anlægget og kokstabet

Modelafgrænsning og antagelser er valgt således:

- Der betragtes kun fire anlægskomponenter: Koksreaktor, pyrolysekammer, primærcyklon og sekundærcyklon
 - Mellemreaktoren i 500 kW anlægget er der set bort fra, da den forventes unødvendig i fremtidige opskalerede anlæg. Som udgangspunkt baserer designet sig også kun på 2 cykloner, hvorfor en tertiærcyklon ikke er medtaget.

- Der ses kun på en statisk ligevægtsmodel
 - En statisk model vil kunne bidrage med svar på langt de fleste af de optimeringsproblemstillinger, der foreligger. De nødvendige forsøgsdata, der kræves for at opstille og kalibrere en dynamisk model, er desuden heller ikke til rådighed på nuværende tidspunkt. Da det derved vil være nødvendigt at gøre mange antagelser, vil værdien af en dynamisk model være begrænset.
- Der opstilles en partikelpopulationsmodel for koksreaktoren. For pyrolysekommeret og cyklonerne opstilles kun massebalancer
 - Der er kun en meget lille bed i pyrolysekommeret med meget lav opholdstid, og alle tilkomne partikler bliver hurtigt blæst videre. Fænomener som slid og elutriation i pyrolysekommer bedden har derfor ikke meget betydning. Slid er i det hele taget ikke medtaget i pyrolysekommer og cykloner, da der ikke er fundet noget datagrundlag for det, og da det i øvrigt antages kun at bidrage beskedent til helheden. Et stykke hen af vejen vil et ekstra slid bidrag antaget i koksbedden, dog desuden kunne kompensere for denne antagelse/forsimpling.
- Der opstilles ikke energibalancer
 - Det har været nødvendigt at foretage en afgrænsning af modellen, af hensyn til tiden der var til rådighed for modelleringen og til beregningstiden for modellen.
 - Under forsøgene er det ikke muligt at måle produktgassens massestrøm, brændværdi og nøjagtige sammensætning grundet den store andel af tjærestoffer, som er en blanding af meget forskellige stoffer med forskellige egenskaber og brændværdi. Da varmetabet fra processen desuden er svært at estimere, vil en energibalance kun kunne opstilles med meget store usikkerheder. Den vil derfor ikke kunne bidrage med meget ny viden. I [Glar Nielsen, 2002] er opstillet en energibalancemodel for hele anlægget, som er benyttet til at give input data mht. sandcirkulationsrate i denne model. Fremgangsmåden er beskrevet i appendiks C afsnit 14.
- Den primære vægt bliver lagt på koksreaktoren. Pyrolysekommeret og cyklonerne bliver behandlet mere sekundært
 - Fokuspunktet for modelleringen er koksomsætning og kokstab, og de processer der har mest betydning for disse sker i koksbedden (forgasning, slid m.m.). Der foreligger p.t. desuden ikke nok viden om pyrolyseprocessen i LT-CFB anlægget til at kunne modellere denne med rimelig troværdighed og nøjagtighed.
- Modellen regner særskilt kun på sand- og kokspartikler. Askeindholdet i brændslet antages at ligne kugleformede sandpartikler og bliver behandlet som sådanne. Koksen antages at befinde sig i askefrie, kugleformede partikler.
 - Der foreligger ikke nok information om, hvordan asken efterlades, når koksen bliver omsat, til at kunne beskrive dette fyldestgørende. Det er plausibelt, at askepartiklerne må ligne sandpartiklerne for ikke at blive slidt op og blæst ud hurtigt eller at bundfælde.
- Det antages, at der ikke sker nogen kemiske gas-gas reaktioner noget sted

- Denne antagelse er også tidligere vurderet til at være god for LT-CFB processen (bl.a. i [Sarbæk og Tobiasen, 2001]) grundet den lave temperatur i anlægget, som giver lave reaktionshastigheder for alle gas-gas reaktioner.

5.2 Grundlæggende ligninger i modellen

I dette afsnit er alle de benyttede grundlæggende ligninger fra modellen gengivet samlet. I appendiks A afsnit 12 er teorien bag flere af disse ligninger uddybet, og i afsnit 10 er forklaringer til nomenklaturen. I bilag 6 er vist en udskrift af hele programmet.

Styrende ligning for partikel populationsmodellen:

$$\frac{dy}{dR} = -\frac{F_0 p_0(R)}{Z(R)} - \frac{F_{fin} p_{fin}(R)}{Z(R)} + \frac{F_1 p_1(R)}{Z(R)} + \left[\frac{K(R)}{Z(R)} - \frac{3}{R} - \frac{1}{Z(R)} \cdot \frac{dZ(R)}{dR} \right] \cdot y \quad (5.1)$$

$$y = W \cdot p_1(R)$$

Herunder følger en beskrivelse af de størrelser, der indgår i (5.1):

Ligninger til beskrivelse af ændringen af partikelstørrelser:

$$Z(R) = \frac{dR}{dt} = \left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{forgasning}} + \left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{nedslidning}} \quad (5.2)$$

Der er opstillet en særskilt partikelpopulationsbalance for henholdsvis koks- og sandpartikler, hvori de samme størrelser indgår. Eneste undtagelse er forgasningsleddet, og det eneste bidrag til ændring af størrelsen af sandpartiklerne er dermed nedslidningsleddet.

Forgasningen af kokspartiklerne antages at foregå med kombineret kontrol ved grænselagsdiffusion og kinetik. Uledningen af disse ligninger samt teori og antagelser, findes i [Glar Nielsen, 2002], som primært baserer sig på teori fra [Turns, 2000] og inspiration fra Lasse Tobiasen, DONG Energy. Der er tre bidrag til forgasningen fra henholdsvis reaktion med O₂, H₂O og CO₂ hvor disse bidrag blot summeres ved udregning af dR/dt.

$$\left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{forgasning}} = \frac{1}{\rho_{\text{koks}} \cdot \pi \cdot R_{\text{koks}}^2} \cdot \frac{dm_{\text{koks}}}{dt}$$

$$\frac{dm_{\text{koks}}}{dt} = \frac{Y_{\text{reak}}}{R_{\text{diff}} + R_{\text{kin}}}$$

$$R_{\text{diff}} = \frac{MW_{\text{reak}} \cdot Y_{\text{reak},s}}{MW_{\text{koks}} \cdot 2\pi \cdot d_{\text{koks}} \cdot \rho_{\text{gas}} \cdot D_{\text{reak}}(T_{KR})} \quad (5.3)$$

$$R_{\text{kin}} = \frac{1}{\frac{\pi}{6} d_{\text{koks}}^3 \cdot \rho_{\text{koks}} \cdot A_{\text{reak}} \cdot e^{-\frac{E_{\text{reak}}}{R_{\text{gas}} T_{KR}}} \cdot \left(\frac{MW_{\text{gas}}}{MW_{\text{reak}}} \right)^{n_{\text{reak}}} \cdot Y_{\text{reak},s}^{(n_{\text{reak}}-1)}}$$

$$Y_{\text{reak},s} = R_{\text{kin}} \cdot \frac{dM_{\text{koks}}}{dt}$$

Disse ligninger kan ikke løses eksplicit, men kræver et startgæt og en iteration over Y_{reak,s}, der

er koncentrationen af reaktantgassen ved partikeloverfladen.

Ligningen til beskrivelse af nedslidningen er:

$$\left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{nedslidning}} = k_{\text{slid}} \quad (5.4)$$

Den afledte størrelse $dZ(R)/dR$ i ligning (5.1) findes for forgasningsleddet og nedslidningsleddet særskilt. For nedslidningsleddet er det nemt :

$$\frac{d \left[\left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{nedslidning}} \right]}{dR} = 0 \quad (5.5)$$

Det er mere besværligt for forgasningsleddet, og i programmet udregnes værdien ved en diskretisering ved stepvis udregning af hældningen på kurven for dR/dt for forgasningen, som funktion af R .

Massestrømmen af fines, der dannes og returneres til bedden udregnes via:

$$F_{\text{fin}} = \frac{4}{3} \pi \cdot (R_{\text{max}}^3 - R_{\text{min}}^3) \cdot \rho_{\text{koks}} \cdot k_{\text{slid}} \quad (5.6)$$

Elutriation af mindre partikler med gassen ovenud af bedden beskrives via følgende ligninger:

$$K(R) = \frac{A_{KR} \cdot \rho_{\text{gas}} \cdot u_{KR} \cdot 23,7 \cdot e^{-5,4 \frac{u_T}{u_{KR}}}}{W_{\text{bed}}} \quad (5.7)$$

$$u_T = \frac{(\rho_{\text{koks}} - \rho_{\text{gas}}) \cdot g}{72 \cdot \mu_{\text{gas}}} \cdot R^2$$

Der opstilles en simpel pyrolysemodel bestående udelukkende af grundstofbalancer for kulstof, ilt og brint og en del input værdier baseret på forsøgsdata.

Cyklonfunktionen i primær og sekundærcyklonen håndteres med udtryk fra [Hansen og Søltøft, 1980]. Disse giver en effektivitet udtrykt ved den andel af de tilførte partikler med den givne diameter og densitet, der tilbageholdes af cyklonen. Den resterende andel følger gasstrømmen.

$$D_{50} = k_{\text{cyk}} \cdot \sqrt{\frac{\mu_{\text{gas}} \cdot D_{\text{cyk}}}{U_{\text{cyk}} \cdot (\rho_{\text{koks}} - \rho_{\text{gas}})}} \quad (5.8)$$

$$U_{\text{cyk}} = \frac{8 \cdot \dot{V}_{\text{gas}}}{D_{\text{cyk}}^2}$$

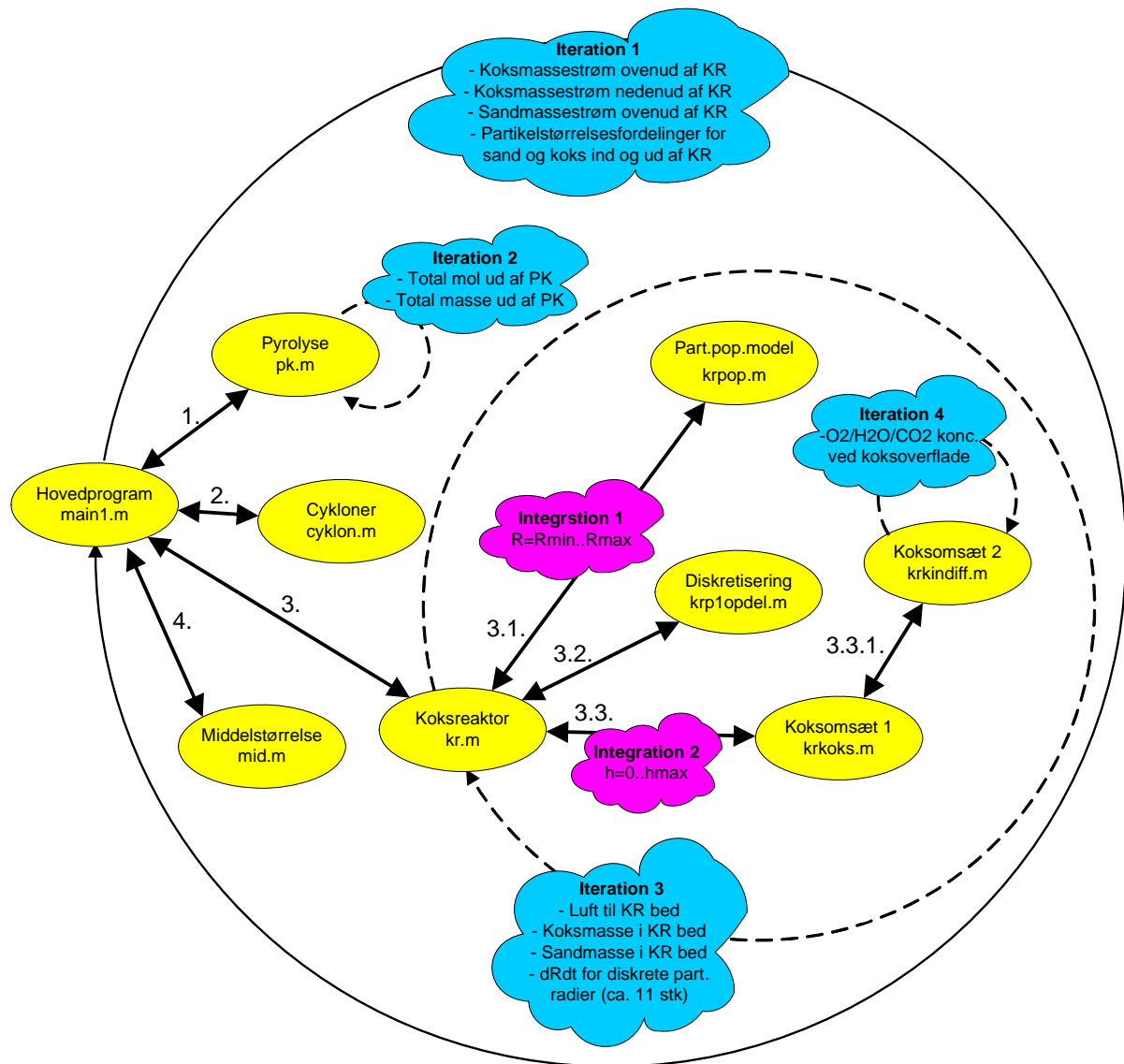
$$\eta_{\text{cyklon}} = 1 - \frac{1,23}{2,43^{\frac{D_p}{D_{50}}}} \quad ; \quad \text{gyldig for } \frac{D_p}{D_{50}} \geq 0,24$$

5.3 Modelopbygning

Modellen er opbygget i MatLab 6.5 og er delt op i flere funktioner, som vist i Figur 5.2. Opdelingen er valgt for at øge overskueligheden og gøre det lettere at ændre eller tilføje i modellen i forbindelse med f.eks. at afprøve nye anlægskomponenter. I bilag 6 er vist en programudskrift af samtlige funktioner.

Modellen består af et hovedprogram og 8 underfunktioner (gule ovaler). Heri foretages 4 iterationsrutiner (lyseblå skyer) og 2 integrationsrutiner (lyserøde skyer). Iterationerne løber indtil en forudsat tolerance imellem startgæt og beregnede værdier er opfyldt. Til integreringen benyttes MatLabs ode23 solver.

I hovedprogrammet specificeres de fleste inputdata til modellen, og derefter kaldes funktionerne i nummerrækkefølge, hvori beregninger foretages og resultater returneres til hovedprogrammet. Der er 3 særskilte funktioner, der håndterer de 3 fysiske enheder i processen: Pyrolysekompartimentet, koksreaktoren og cyklonerne (samme funktion benyttes til beregning på både primær- og sekundær cyklon). Slutteligt beregnes middelværdi af partikler i mid.m. Beregningerne for koksreaktoren er delt op i primært 2 mindre modeller. I partikelpopulationsmodellen (krpop.m) integreres over alle partikelstørrelser for sand og koks i bedden fra 1 μm til 10 cm, og bedden betragtes som en helhed. Resultaterne returneres til kr.m, og behandles og diskretiseres i krplodel.m, inden de gives som input til koksomsætningsmodellen krkoks.m, der har en underfunktion krkindiff.m. I koksomsætningsmodellen integreres fra bunden af koksreaktoren op til toppen af bedden, og ændringerne op igennem bedden udregnes. Resultaterne fra krkoks.m returneres til kr.m, og eventuelt tilbage til krpop.m, hvis ikke iterationstolerancerne er opfyldt. I hovedprogrammet opdateres startgættene på massestrømme og partikelstørrelsesfordelinger, og hele programmet køres igen ved kald af pk.m og så fremdeles.

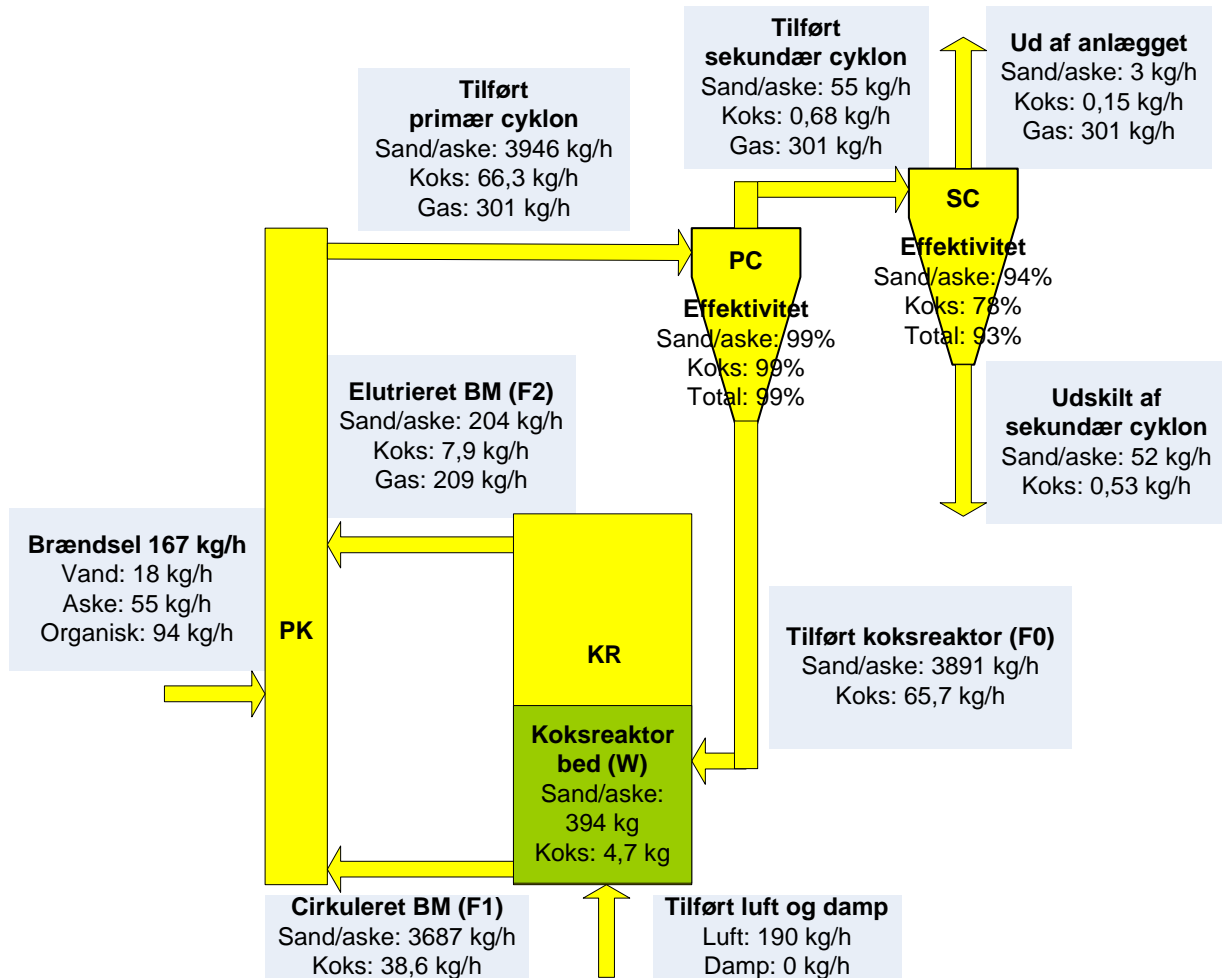


Figur 5.2: Programstruktur

5.4 Resultater

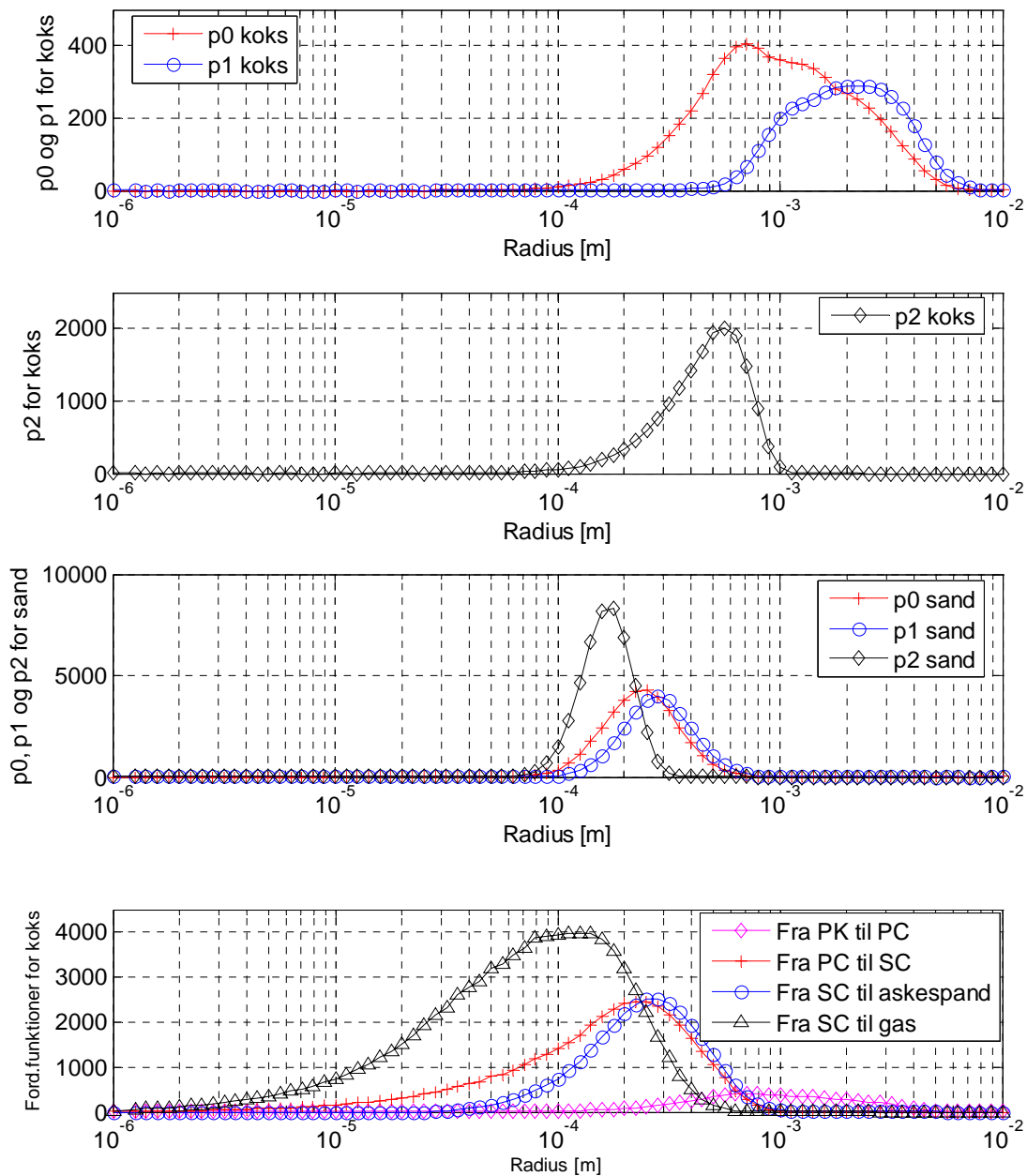
Udgangspunktet for simuleringerne med modellen har været typiske forsøgsdata fra 500 kW anlægget for alle forsøgene. I dette afsnit præsenteres modeldata fra et basisscenarium, og i næste afsnit beskrives de foretagne parametervariationer.

Figur 5.3 viser modelresultater for massestrømme ind og ud af anlægget samt imellem anlægskomponenterne. Ved ændring af nedslidningskonstanterne ($k_{\text{slid.koks}}$ og $k_{\text{slid.sand}}$, se teori i appendiks 12.2) er massen af sand og koks i koksreaktorbedden justeret ind, så de matcher typiske forsøgsdata.



Figur 5.3: Resultater fra model af massestrømme m.m.

Figur 5.4 viser partikelstørrelsesfordelingsfunktionerne for udvalgte steder og partikler rundt omkring i anlægget. Kendetegnende for disse funktioner er, at de viser massefordelingen, og at arealet under dem er lig 1. Øverst ses p0_koks (input til KR fra PC) og p1_koks (output fra KR til PK via bunden og dermed samme fordeling som i bedden). Næstøverst er vist p2_koks (kokspartikler blæst ud af toppen af KR). Næstnederst er vist de tilsvarende 3 størrelser for sandet (p0_sand: Input, p1_sand: Output via bund og lig indholdet i bedden og p2_sand: Det der følger gassen ud af toppen af KR). Nederst er vist størrelsesfordelingerne omkring cyklonerne: Fra det der tilføres og udskilles af primærcyklonen fra pyrolysekammeret, til det der tabes og tilbageholdes af sekundærcyklonen.



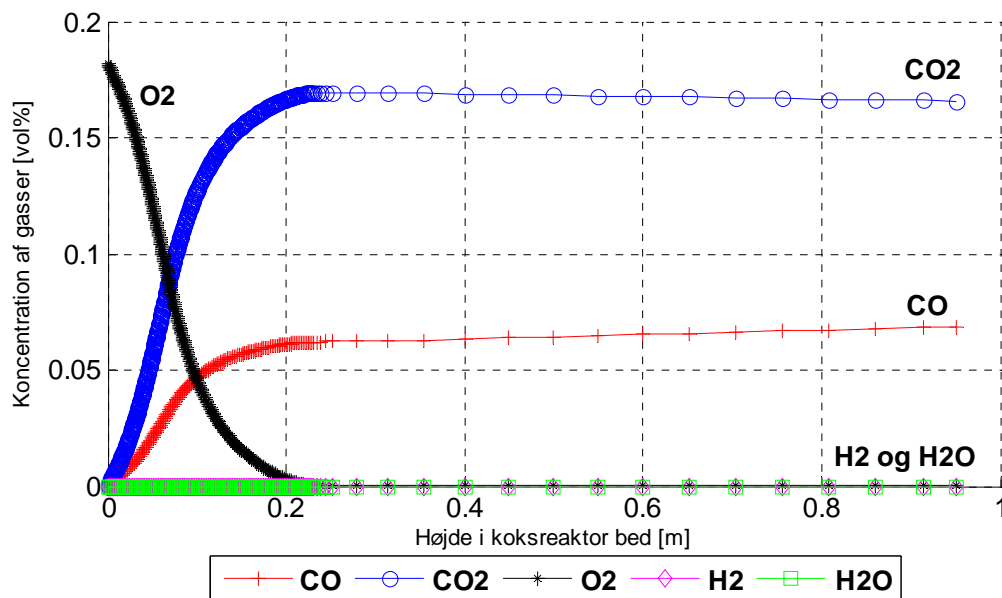
Figur 5.4: Partikelstørrelsesfordelingsfunktioner

Tabel 5.1 viser beregnet massebaseret gennemsnitpartikelstørrelse af alle koks og sand/aske massestrømme.

	Koks [μm]	Sand [μm]
Koksrest efter pyrolyse	1238	-
Tilført aske med brændsel	-	219
Tilført primærcyklon	1775	278
Tilbageholdt af primærcyklon	1776	279
Cirkuleret fra KR bund	2793	315
Elutrieret fra KR top	615	194
Tilført sekundærcyklon	313	158
Tilbageholdt af sekundærcyklon	351	158
Tabt af sekundærcyklon	158	123

Tabel 5.1: Gennemsnitsradius (massebaseret) af partikelfraktionier

Figur 5.5 viser gassammensætningen op igennem koksreaktoren, hvor O_2 danner CO og CO_2 , og CO_2 'en langsomt reagerer til CO ved omsætning af koks. Grundet den relativt lave temperatur (750°C) og lav gasopholdstid i bedden er det antaget, at der ikke sker gas-gas reaktioner. Primærforholdet imellem CO og CO_2 ved O_2 reaktion med koksen er givet ved et Arrhenius udtryk fra [Nikolajsen og Grotkjær, 1999], som er korrigeret⁷, så gassammensætningen ud af koksreaktoren matcher måledata fra forsøgene. I basisscenariet er der ikke tilført damp til koksreaktoren, da det ved forgasning af rå eller afgasset husdyrgødning med højt aske- og vandindhold typisk ikke er nødvendigt. I [Glar Nielsen, 2002] er modellen og resultaterne for koksomsætningen beskrevet mere uddybende.



Figur 5.5: Gassammensætning op igennem koksbedden

Pyrolysen er blot modelleret via stofbalancer for C, H og O og input i form af forsøgsdata. Tabel 5.2 viser masseandelen af gasserne hidrørende fra koksreaktoren og pyrolysen samt sammensætningen i volumen%. Da koksgassen bliver tilført pyrolysekammeret lige ved

⁷ Korrektionen er foretaget ved multiplikation af Arrheniusudtrykket med en faktor 1,1

indfødningpunktet, bliver den umiddelbart blandet op med pyrolysegassen, og den angivne pyrolysegassammensætning er derfor en teoretisk størrelse, som ikke kan måles noget sted. Tjæren fra pyrolysen antages simpelt at bestå af 30% naphtalen ($C_{10}H_8$) og 70% phenol (C_6H_6O), hvilket svarer til hovedbestanddelene i de foretagne tjæreanalyser (se appendiks B afsnit 13.2).

Gasser	Koksgas	Pyrolysegas	Produktgas
Masseandel	70%	30%	100%
CO	7%	12%	8,5%
CO ₂	17%	9%	14,4%
O ₂	0%	0%	0%
H ₂	0%	5%	1,4%
H ₂ O	0%	58%	17,4%
CH ₄	0%	5%	1,5%
N ₂	76%	10%	56,4%
Tjære	0%	1%	0,3%

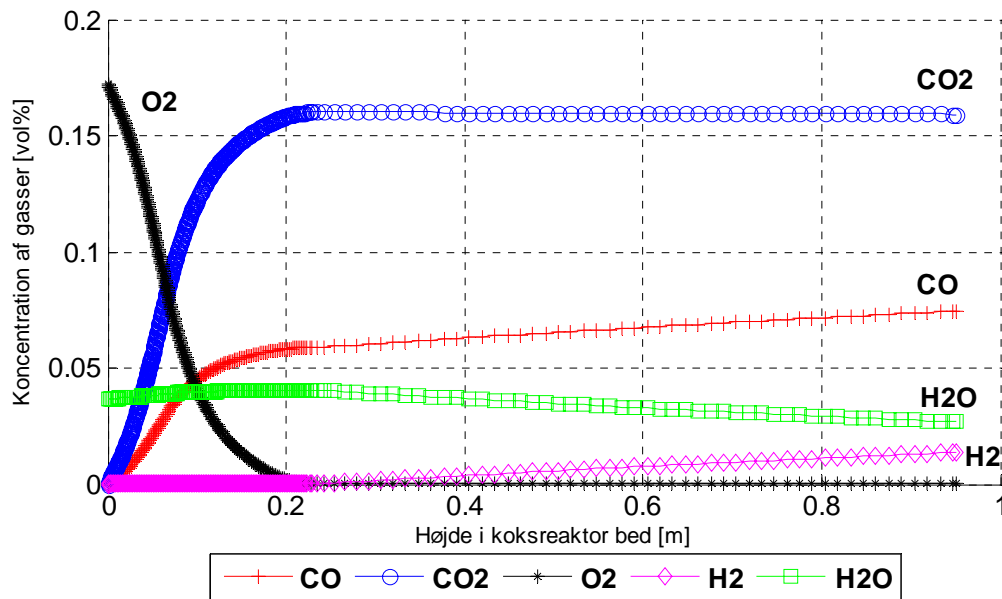
Tabel 5.2: Udregnede masseandele og sammensætninger af gasser (vol%)

5.4.1 Parametervariationer

Én af hovedideerne med modellen er at undersøge betydningen af at ændre nogle af forsøgsparametrene, da dette ellers kræver lange og bekostelige forsøg. Desuden baserer modellen sig på flere input, som er meget usikre, og det er derfor relevant at teste modelresultaternes afhængighed af disse.

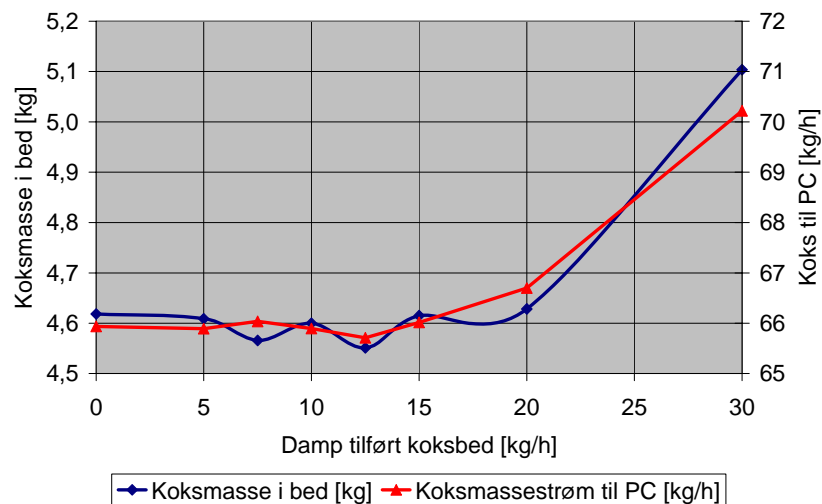
Damptilførsel

Ved at tilføre damp sammen med luften til koksbedden kan koksomsætningen øges, dels da dampen forgasser koks, men i højere grad da dette sker ved endoterme reaktioner, og det derved er muligt at tilføre mere luft under fastholdelse af en givet temperatur. I dette parameterstudie er der blevet skruet op for dampen, og modellen har selv justeret lufttilførslen ned, således at den samme mængde koks er blevet omsat. Dette vil reelt give faldende temperatur i koksbedden, men da modellen ikke indeholder en energibalance og ligevægtspunktet ikke er kendt, er temperaturen blot blevet fastholdt på 750°C.

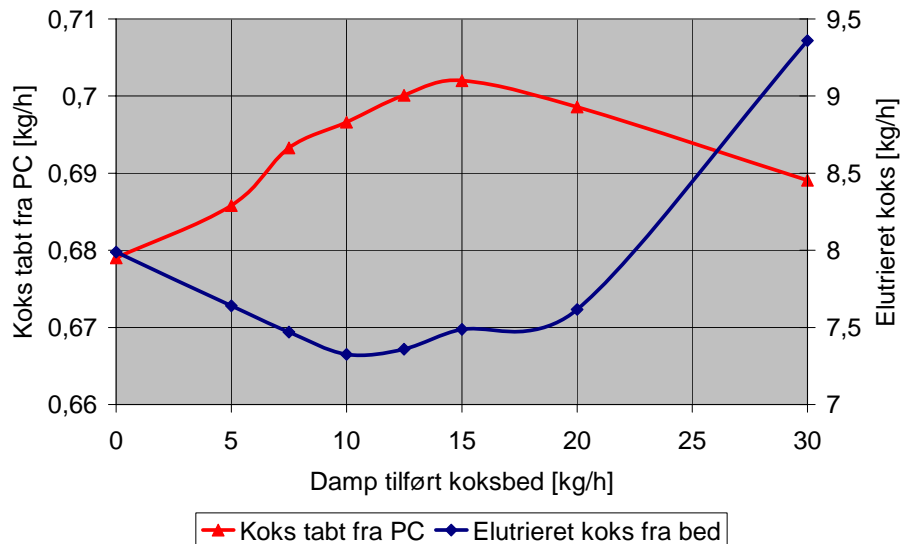


Figur 5.6: Gassammensætning op igennem koksbed ved 5 kg/h (2,8%) damptilsætning

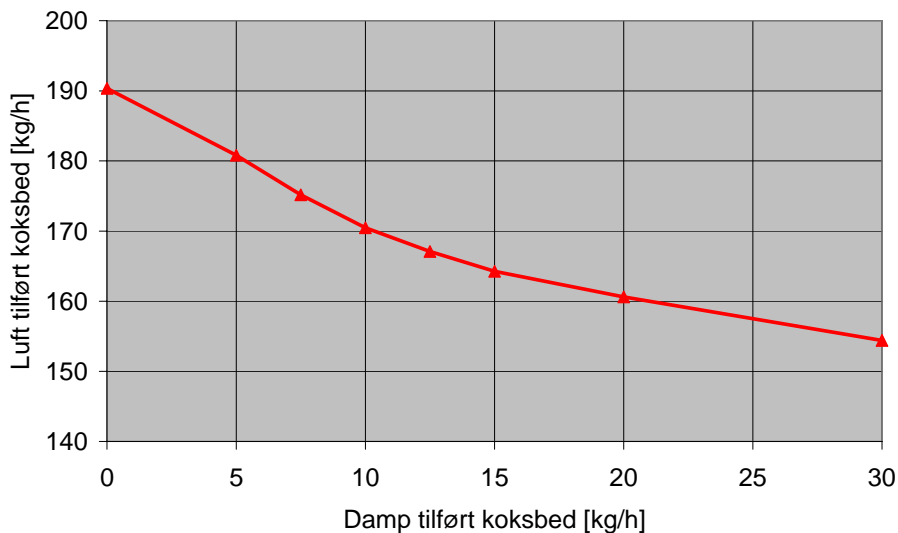
Figur 5.6 viser, at al ilt reagerer ret hurtigt, imens det kun er en mindre andel af dampen, der når at reagere op igennem bedden. I modellen er kinetikken imellem koks og damp korregeret, således at gassammensætningen ud af koksbedden i basisscenariet passer med måledata fra forsøgene.



Figur 5.7: Koksmasse i bed og cirkuleret koksmassestrøm ved ændret damptilsætning



Figur 5.8: Koksmassestrøm blæst ud af KR og tabt fra primærcyklon ved ændret damptilsætning



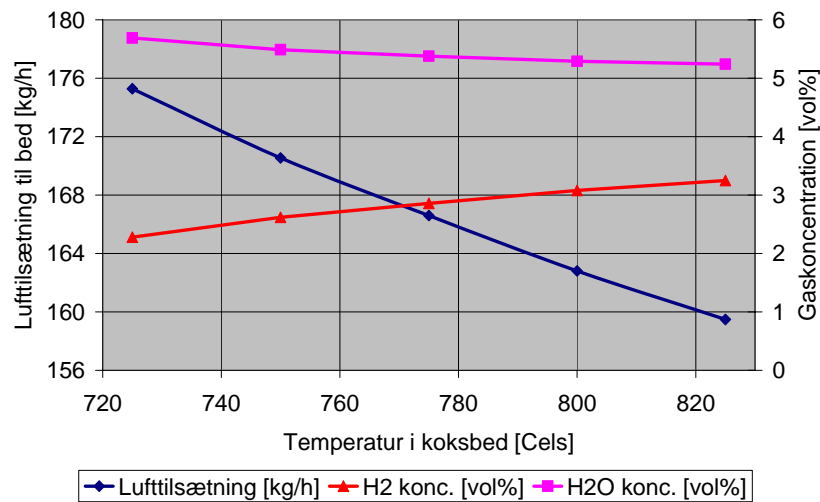
Figur 5.9: Beregnet luftmassestrøm som funktion af damptilsætning

Graferne viser tilsammen, at der er mange ting der ændrer sig med damptilsætningen. Ved lave tilførte dampmængder substitueres en stor mængde luft med damp (10 kg/h luft med 5 kg/h damp), da en større andel af dampen reagerer. Da gashastigheden i koksbedden derfor falder, mindskes den elutrierede koksmassestrøm. Samtidig falder gashastigheden i primærcyklonen og effektiviteten af denne falder, og dermed stiger tabet af koks. Ved store tilførte dampmængder er det kun en meget lille andel der reagerer, og substitutionen af luft er ikke så stor, hvilket giver øget gashastighed og elutriation fra bedden. En større koksmasse i bedden er derfor nødvendig, og med denne følger en større cirkulation af koks, da massen af sand i bedden er konstant.

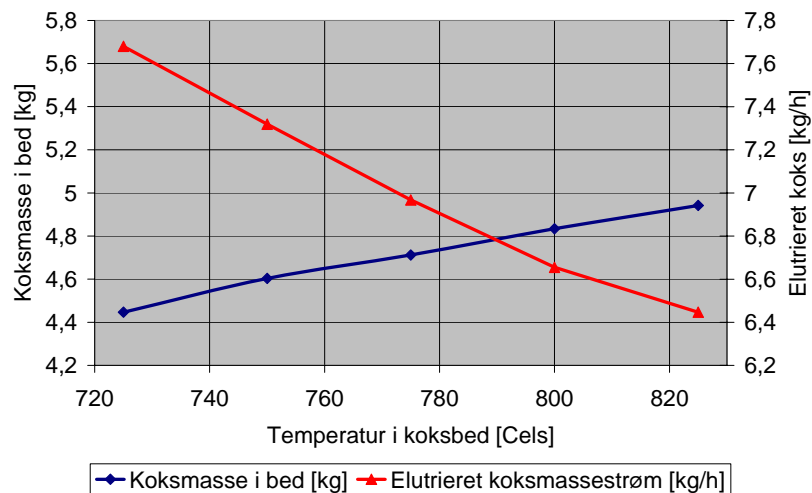
Temperatur

Der er foretaget et parameterstudie med ændring af temperaturen i koksbedden men med fastholdt sandcirkulationsrate. Der tilføres 10 kg/h damp som eneste ændring i forhold til basisscenariet, og Figur 5.10 viser at luftmængden bliver justeret, så den tilførte mængde koks

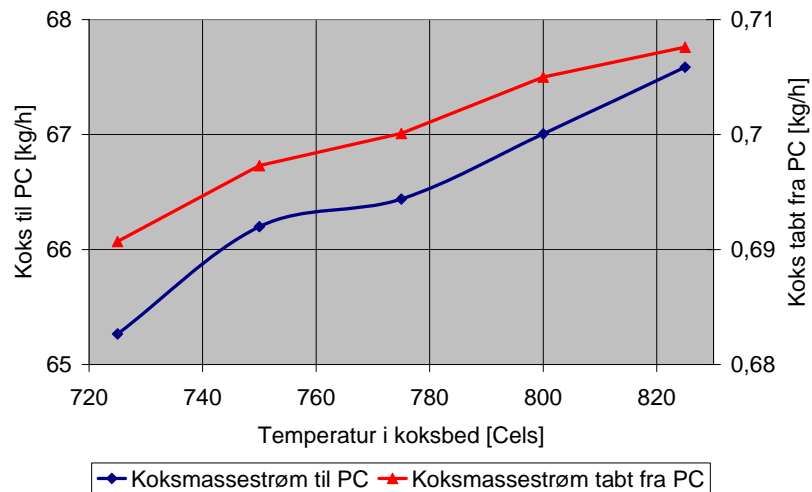
netop omsættes. Ved en øget temperatur reagerer en større andel af den tilførte damp med koksen, og mindre luft er nødvendigt. Derved falder H_2O koncentrationen i gasstrømmen ud af koksbedden, og H_2 koncentrationen stiger. Figur 5.11 viser, at den reducerede lufttilsætning medfører en lavere gashastighed i koksbedden og dermed mindre elutriation. Derved stiger massen af koks i bedden, og som Figur 5.12 viser dermed også den cirkulerede massestrøm af koks. Ved øget kokstilførsel til primæracyklonen tabes også mere, og kokstabet stiger dermed med temperaturen. Dette strider umiddelbart imod, hvad der er forventet, men det skyldes sandsynligvis, at modellen ikke tager højde for at en øget temperatur vil give lavere cirkulationsrate (ved fastholdt pyrolysekammertemperatur), større varmetab og at den højere temperatur i øvrigt ikke kan opnås ved fastholdt luft/damp forhold.



Figur 5.10: Lufttilsætning og gaskoncentration ved damptilsætning og ændret temperatur



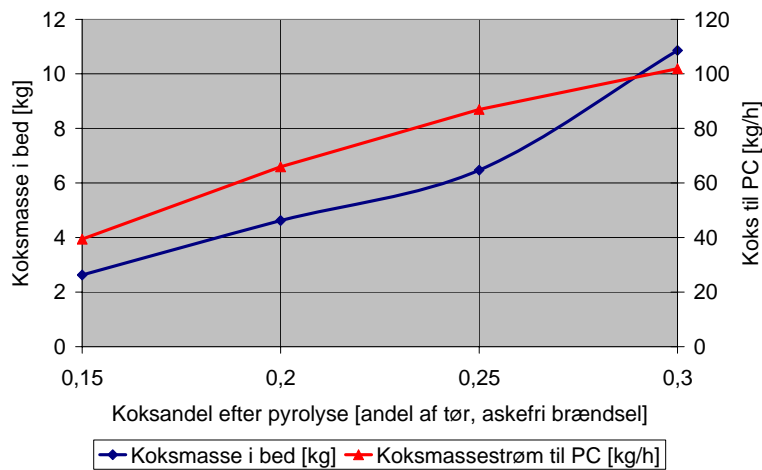
Figur 5.11: Koksmasse i bed og elutriation ved damptilsætning og ændret temperatur



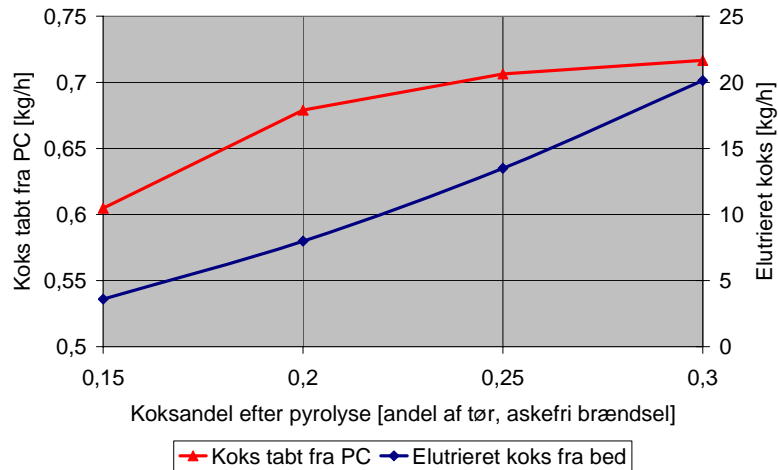
Figur 5.12: Koks tilført og tabt fra PC ved damptilsætning og ændret temperatur

Koksandel efter pyrolyse

I pyrolysekammeret sker der først en tørring af brændslet, og derefter en pyrolyse som frigiver størstedelen af massen som forskellige gasser, men efterlader en koksrest bestående hovedsagligt af rent kulstof. Koksrestens andel er svær at måle, men tidligere analyser estimerer koksandelen til 17% af indfyret massestrøm (rå basis) på halm (se [Glar Nielsen, 2002] for uddybende analyser om dette emne). I basisscenariet for denne model er antaget 20% koksrest af indfyret brændselsmassestrøm (tør, askefri basis). Da bestemmelsen af denne værdi er behæftet med stor usikkerhed er der blevet foretaget en parametervariation.



Figur 5.13: Koksmasse i koksbedden og cirkuleret koksmassestrøm ved ændret koksandel



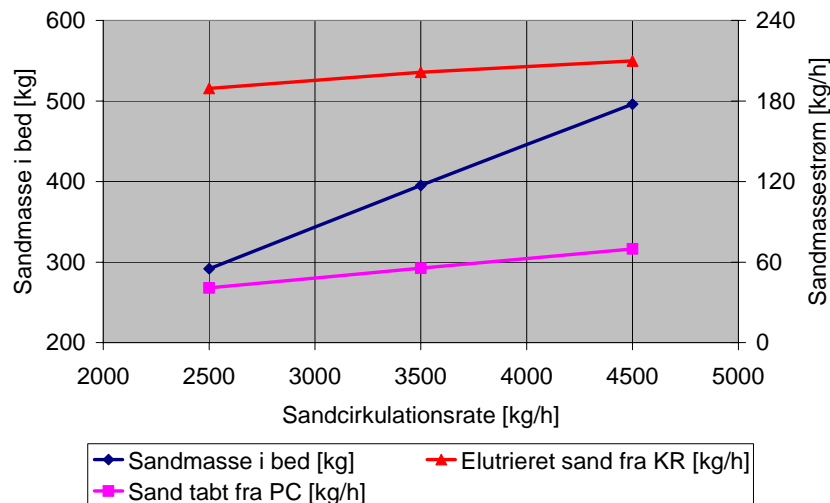
Figur 5.14: Koksmassestrøm blæst ud af KR og tabt fra primærcyklon ved ændret koksandel

En ændring af koksandelen svarer stort set til at øge den indfyrede mængde og den nødvendige tilførte luftmassestrøm stiger fra 138 til 290 kg/h ved en fordobling af koksandelen fra 0,15 til 0,30. Lufttilførslen bliver ikke fordoblet, da kokstabet kun stiger med 18%. Elutriationen stiger dog 4,6 gange, men koksmassen i bedden stiger dog stadig grundet den store cirkulerede koksmængde. Massen af sand i bedden er rimeligt konstant på knap 400 kg.

Som alle forsøgsdata også har vist har den indfyrede effekt og koksandelen stor betydning for koksomsætningen og kokstabet. Det er derfor også vigtigt for konceptet, at opnå gode pyrolysebetinger, hvilket giver en lav koksrest.

Sandcirkulationsrate

I koksreaktoren udvikles varme under koksomsætningen med ilt, og i pyrolysekommeret skal det kolde brændsel varmes op, tørres og pyrolyseres, hvilket kræver varme. Der cirkuleres derfor varmt sand fra koksreaktoren til pyrolysekommeret for at flytte varme fra det ene kammer til det andet. Den nødvendige massestrøm af sand bestemmes indirekte ved at fastlægge temperaturerne for de to kamre. Jo større temperaturforskel der skal være, jo mindre sand skal cirkuleres. Da der ikke er indbygget en energibalance i denne partikelpopulationsmodel, må sandcirkulationsraten gives som input. Som basis for bestemmelse af en omtrentlig værdi af sandcirkulationsraten er der blevet foretaget simuleringer med computermodeilen opbygget tidligere i [Glar Nielsen, 2002], da denne indeholder en energibalance beregning for pyrolysekommeret. Disse simuleringer er beskrevet i appendiks C afsnit 14. Sandcirkulationsraten er bestemt til at ligge imellem 2500 og 4700 kg/h afhængig af brændslets indhold af fugt og aske samt indfyret effekt. I basisscenariet med partikelpopulationsmodellen er taget udgangspunkt i en sandcirkulationsrate på 3500 kg/h. Asken fra brændslet antages at blive tilført med en givet partikelstørrelsesfordeling (se Tabel 5.1) og med en massestrøm på 55 kg/h, svarende til 33% aske i brændslet. Nedslidnings- og cyklonkonstanten er justeret ind så tabet af sand/aske fra primærcyklonen tilsvarende bliver 55 kg/h i basisscenariet, for at afspejle en stabil driftssituation hvor det ikke er nødvendigt at tilføre eller aftappe sand/aske for at opretholde en konstant masse i anlægget.



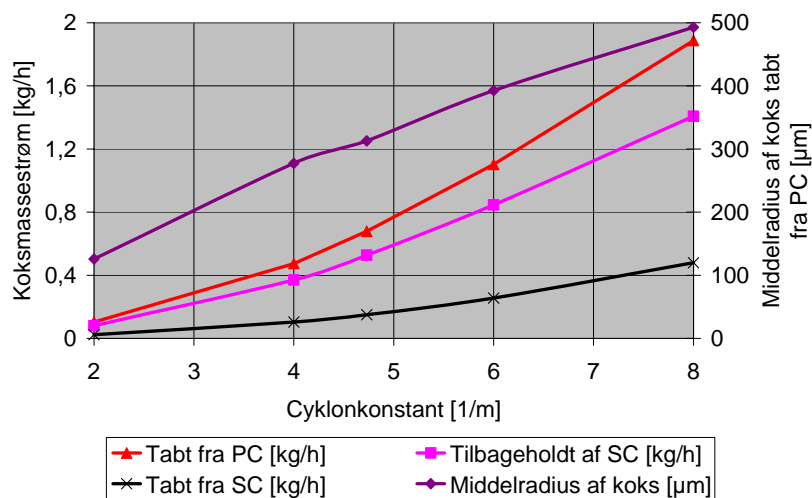
Figur 5.15: Sandmasse i bed, elutrieret og tabt sand ved ændret sandcirkulationsrate

Figur 5.15 viser, at en øget sandcirkulationsrate giver en øget masse af sand i bedden og et øget tab af sand/askepartikler fra primærcyklonen, da der passerer mere forbi. Da der kun er tale om en reel steady state løsning ved en sandcirkulationsrate på 3500 kg/h, skal resultater fremkommet ved afvigelser fra denne værdi, blot betragtes som indikationer af hvilken vej det vil gå. Hvis f.eks. cirkulationsraten sænkes, falder tabet af sand/aske partikler ud igennem primærcyklonen, så der således tabes mindre, end der tilføres med brændslet. Det vil derfor være nødvendigt at aftappe bedmateriale, for at dette kan blive en steady state løsning. I modellen tages der dog ikke højde for dette, og der sker ingen aftapning.

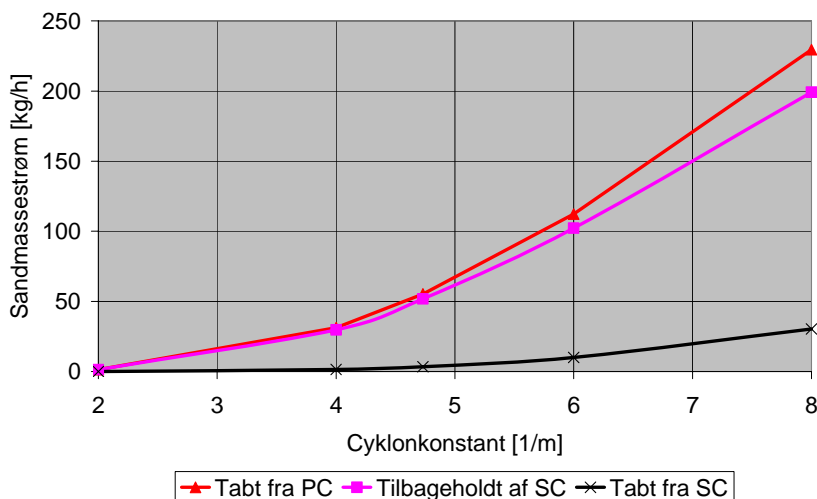
Cyklonkonstant

Cyklonerne er modelleret som beskrevet med teorien i appendiks 12.4, hvor det teoretiske udtryk baseret på gashastighed og partikelstørrelse m.m. bliver korigeret med en eksperimentelt bestemt cyklonkonstant. Der er ikke foretaget eksperimentelle undersøgelser med henblik på fastlæggelse af cyklonkonstanten for LT-CFB cyklonerne. Denne er derfor givet som inputværdi og indledningsvist korigeret i modellen, således at den tabte massestrøm af sand fra primærcyklonen, svarer til massestrømmen af aske der tilføres med brændslet i basisscenariet. Der er ikke gjort noget for at fitte kokstabet i modellen til forsøgsdata. Da cyklonerne i 500 kW LT-CFB anlægget er konstrueret ens⁸, tildeles de begge den samme cyklonkonstant.

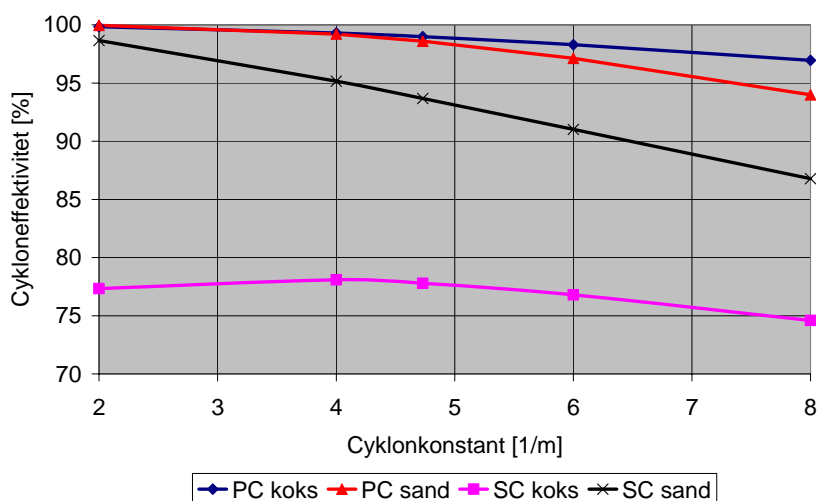
⁸ Dette reelt kun gældende forud for indsnævringen af sekundærcyklonens centralrør før svinegødningsforsøget



Figur 5.16: Koksmassestrømme ved cykloner og middelfradius af kokspartikler tabt fra primærcyklonen ved ændret cyklonkonstant



Figur 5.17: Sandmassestrømme ved cykloner ved ændret cyklonkonstant



Figur 5.18: Cykloneffektiviteter af PC og SC for sand og koks

Ved en cyklonkonstant på 2 ligger effektiviteten af primærcyklonen nær 100%, og kun meget små massestrømme af sand og koks passerer videre til sekundærcyklonen. Ved større

cyklonkonstanter falder effektiviteten og mest for koksen grundet en lavere partikeldensitet (koks: 300 kg/m³, sand: 2600 kg/m³).

De øvrige modelresultater ændrer sig ikke markant med cyklonkonstanten. Dog giver den øgede kokstilbageholdelse i systemet et luftbehov på 196 kg/h ved en cyklonkonstant på 2 og kun 178 kg/h ved en værdi på 8.

I basisscenariet er benyttet en cyklonkonstant på 4,73 m⁻¹, hvilket giver et tab af sand, der svarer til masseligevægt af sand/aske i systemet, men et for lavt tab af koks i forhold til forsøgsdata.

Cyklonkonstanten opgives til 0,27 m⁻¹ for en standard cyklon i [Hansen og Søltøft, 1980]. Årsagen til den store afvigelse er nok en lidt anderledes form af cyklonen, samt usikkerheder på inputdata mht. massestrømme, densiteter og partikelstørrelsesfordelinger. Primærcyklonen kan dog også være influeret i negativ retning af opadstrømmende gas fra L-benet, der giver ”modvind” for partiklerne og derved reducerer virkningsgraden.

5.5 Sammenligning af modelresultater med forsøgsdata

I de følgende afsnit vil modelresultaterne blive sammenlignet med forsøgsdata fra de 3 seneste 500 kW forsøg, i det omfang det er muligt. Brændslerne og de øvrige forsøgsbetingelser har været rimeligt forskellige imellem forsøgene, og kan ikke umiddelbart sammenlignes eller midles. Basisscenariet for modellen tager så vidt muligt udgangspunkt i at brændslet er afgasset husdyrgødning, og er derfor mest sammenligneligt med Præstø - uge 36 og Fangel - uge 39 resultaterne.

5.5.1 Sekundærcyklon

For udskilt inertmateriale spiller det meget ind, at forsøgene blev foretaget med brændsel med meget forskellige askeindhold og indfyret effekt.

	Svinegødning Uge 19 - 2005	Præstø Afgasset gylle Uge 36 - 2005	Fangel Afgasset gylle Uge 39 - 2006	Model
Tilbageholdt inert af SC	16 kg/h	55 kg/h	42 kg/h	52 kg/h
Tilbageholdt koks af SC	3 kg/h	10 kg/h	3 kg/h	0,53 kg/h
Tabt inert+koks fra SC	3 kg/h	9 kg/h	7 kg/h	3,6 kg/h
SC virkningsgrad	80%	87%	89%	93%

Tabel 5.3: Forsøgs- og modelresultater for SC forhold

Massestrømmen til sekundærcyklonen er i modellen justeret ind til forsøgsdata ved ændring af cyklonkonstanten for cyklonerne. Derved er inertmassestrømmen og sekundærcyklonvirkningsgraden kommet til at passe meget godt med Præstø og Fangel forsøgene, men koksmassestrømmen til sekundærcyklonen er for lav. Årsagen er primært, at

modellen beregner en for stor kokspartikelstørrelsesfordeling i systemet.

5.5.2 Sand- og koksmasse i bed og bedhøjde

Under uge 19 forsøget blev der ophobet meget aske i bedmaterialet, og under uge 36 forsøget blev der kørt ved meget høj last, hvor asken blev blæst ud efterhånden. For uge 39 var massen i bedden meget stabil bortset fra de sidste få timer af forsøget.

	Svinegødning Uge 19 - 2005	Præstø Afgasset gylle Uge 36 - 2005	Fangel Afgasset gylle Uge 39 - 2006	Model
Inertmasse i KR bed	530 kg	315 kg	392 kg	394 kg
Koksmasse i KR bed	6,5 kg	35 kg	8 kg	4,6 kg
Bedhøjde i KR	115 cm	85 cm	95 cm	95 cm

Tabel 5.4: Forsøgs- og modelresultater for masser i KR bed

I modellen er nedslidningskonstanterne for sand/inert og koks justeret ind individuelt, så modelresultater og forsøgsdata passede nogenlunde sammen. Koksmassen er dog lidt i underkanten. Bedhøjden bliver i modellen givet som input, og der er taget udgangspunkt i uge 39 forsøget.

5.5.3 Gassammensætninger

Brændslerne fra de 3 forsøg har haft forskellig kemisk sammensætning, hvilket influerer gassammensætningerne direkte. I uge 19 forsøget blev tilført damp til koksbedden, hvilket ikke skete under uge 36 og 39 forsøgene. Det er kun de tre viste gasser, der bliver udregnet i modellen, de øvrige resultater er inputdata.

Målested	Gas	Svinegødning Uge 19 - 2005	Præstø Afgasset gylle Uge 36 - 2005	Fangel Afgasset gylle Uge 39 - 2006	Model 0 kg/h damp	Model 5 kg/h damp
KR	H ₂	2,2	0	0	0	1,4
	CO	4,2	3,5	7	6,9	7,5
	CO ₂	17,2	16,7	15,7	16,6	15,9
Afgang	H ₂	5	3	7,6	1,7	3,0
	CO	10,3	6,4	8,3	10,3	11,1
	CO ₂	19	18	16,3	17,5	17,3

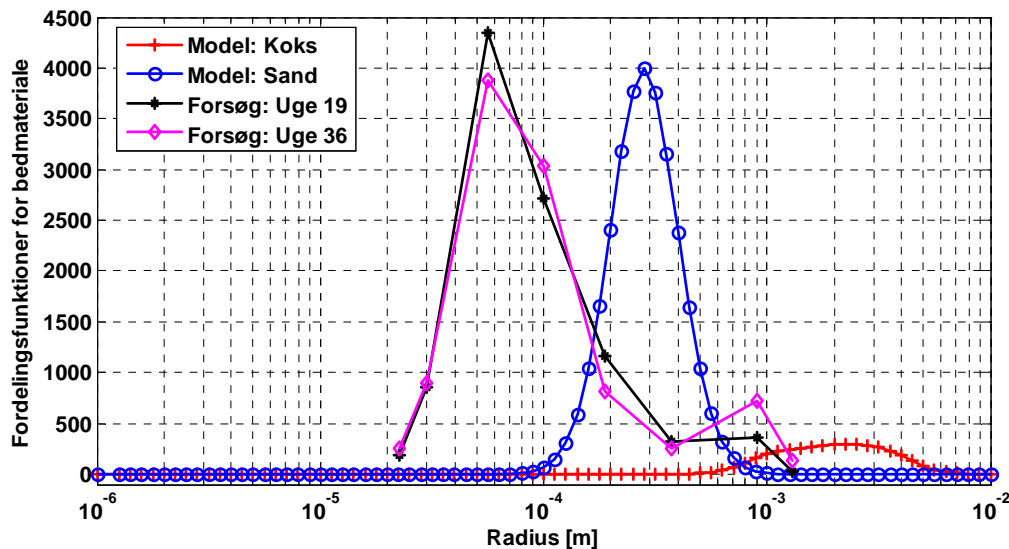
Tabel 5.5: Forsøgs- og modelresultater for gassammensætninger (vol% tør basis)

Modelresultaterne tager udgangspunkt i basisscenariet, hvor der ikke tilføres damp til koksbedden, men også en situation, hvor der tilføres 5 kg/h damp er vist. Denne dampmængde svarer til, hvad der blev tilført koksbedden under uge 19 forsøget. I uge 19 blev dog også tilført vand til mellemreaktoren, og noget af den dannede H₂ løb over i koksbedden. Ved kalibreringen af modellen er der derfor justeret ind efter en lidt lavere H₂ værdi end i uge 19 forsøget.

I modellen angives det primære CO/CO₂ forhold ved koksomsætningen med et Arrhenius udtryk (se [Glar Nielsen, 2002]), der er korrigeret, så CO/CO₂ forholdet ud af koksbedden omtrent stemmer overens med forsøgsdata. Kinetikken for vanddampreaktionen er korrigeret, så H₂ indholdet ligeledes passer. Pyrolysegassammensætningen baserer sig udelukkende på stofbalancer og input.

5.5.4 Partikelstørrelsesfordelinger

Figur 5.19 viser størrelsesfordelinger af bedmaterialet i koksbedden udtaget efter svinegødningsforsøget uge 19 og Præstøforsøget uge 36. Da bedmaterialet består af både sand og koks har kurverne fra forsøgene to toppe, hvor uge 36 grafens top omkring 10⁻³ m (1 mm) er større end uge 19 grafens top, da bedmaterialet under uge 36 forsøget indeholdte langt mest koks. Modellen regner særskilt på sand og koks, men der er kun et meget lille overlap imellem kurverne.



Figur 5.19: Sigteanalyser af bedmateriale fra Svinegødnings- og Præstøforsøget

Som det fremgår, udregner modellen for store partikelstørrelser for både sand og koks i bedden, men formen på kurverne og dermed spredningen stemmer meget godt.

Gns. partikelradius	Svinegødning	Præstø	Fangel	Model inert	Model koks
	Uge 19 - 2005	Afgasset gylle Uge 36 - 2005	Afgasset gylle Uge 39 - 2006		
Tilbageholdt af SC	10 µm	8 µm	5 µm	158 µm	351 µm

Tabel 5.6: Forsøgs- og modelresultater for gennemsnitspartikelstørrelsesfordeling for SC aske

Tabel 5.6 viser målte værdier for gennemsnitsradius af de partikler, der er tilbageholdt af sekundær cyklonen i askebeholderen. Modellen beregner en særskilt gennemsnitsværdi for sand/inert og koks, som er markant højere end målingerne.

Årsagen til at modellen tilsyneladende generelt beregner for store partikelstørrelser rundt omkring i anlægget, skyldes sandsynligvis primært ligningerne for elutriationsmekanismen,

som lader alle sand- og askepartikler mindre end 100 μm og alle kokspartikler mindre end 500 μm blæse ud af bedden. Da nedslidningsmekanismen og koksomsætningsmekanismen dermed ikke ”når” at reducere de små partikler endnu mere i størrelse, fremkommer de helt små partikelstørrelser beregningsmæssigt aldrig, hverken i bedmaterialet eller i det der passerer igennem cyklonerne.

5.6 Diskussion

Den opbyggede model, er som vist i de forrige afsnit, i stand til at give nogle gode og plausible resultater og sammenhænge imellem parametre, der stemmer godt overens med forsøgsresultaterne og det intuitive forløb. Der er dog tale om en forsimpning af et meget komplekst fluid- og termodynamisk system. Modellen baserer sig derfor også på mange empiriske værdier og udtryk, da rent teoretiske udtryk ikke formår at skildre virkeligheden med rimelig nøjagtighed. Det har ikke været muligt i dette projekt, at foretage alle de forsøg, målinger og analyser der skulle til for at fastlægge alle de empiriske udtryk under netop LT-CFB forhold. De benyttede empiriske udtryk er derfor hentet fra litteraturen, men da forholdene i LT-CFB processen adskiller sig meget fra andre fluid bed-, forgasnings- og forbrændingsanlæg på mange punkter, har det ikke været muligt, at finde empiriske udtryk der er helt gældende for LT-CFB forhold. Dette har især vist sig at give afvigelser ved beregning af partikelstørrelsesfordelinger rundt omkring i anlægget.

Trods dette giver modellen nogle plausible resultater, der støtter den intuitive opfattelse og stemmer godt overens med forsøgsdata mht. bl.a. gassammensætninger, tab af inert materiale, masse af sand og koks i bedden og plausible sammenhænge imellem ændringer i forsøgsparametre og ændringer i partikelstørrelsesfordelinger. Det største udbytte af modellen er dog den forståelse, der er opnået igennem den fordybelse, der har været nødvendig for at opbygge modellen, og få den til at fungere.

For at forbedre modellen kunne følgende med fordel foretages:

- Inkorporering af en energibalance der bl.a. beregner den nødvendige sandcirkulationsrate og behovet for damptilsætning til koksbedden for opnåelse af tilstrækkelig koksomsætning ved forskellige temperaturniveauer. Dertil kræves dog bedre viden om varmetab, varmekapaciteter i systemet og energibehovet til pyrolysen.
- Eksperimentelle undersøgelser af nedslidningsmekanismerne til fastlæggelse af udtryk der under typiske LT-CFB forhold kan skildre betydningen af gashastighed, partikelstørrelse og –densitet for både koks, sand og askepartikler. Herunder også en kvantificering af nedslidningen og en angivelse af hvilken størrelsesfordeling fines dannes med.
- Eksperimentel bestemmelse af cyklonkonstanter og skillemetre for cykloner og afhængighed af partikeltype og –densitet.
- Bedre udtryk for koksomsætningshastigheden der baserer sig på husdyrgødning og bedre skildrer LT-CFB forsøgsbetingelserne.
- Indflydelsen af katalytiske effekter på koksomsætningen som følge af beddens

indhold af askekomponenter.

- Sammensætningen af pyrolysegassen under forskellige forsøgsbetingelser og koksrestens andel, partikelstørrelses- og densitetsfordeling.
- En selvstændig askepartikelkategori så ophobningen af aske i systemet kan skildres. Dertil kræves mere viden om, hvorledes asken træder ud af koksen, partikelstørrelsesfordelinger, densiteter, nedslidning, sintring og agglomerering.
- Mere fokus på partikelstørrelsesfordelinger målt forskellige steder i anlægget under forsøg og under forskellige forsøgsbetingelser. Desuden afklaring af hvor meget partikeldensiteten varierer af koks, sand og aske og betydningen af dette.

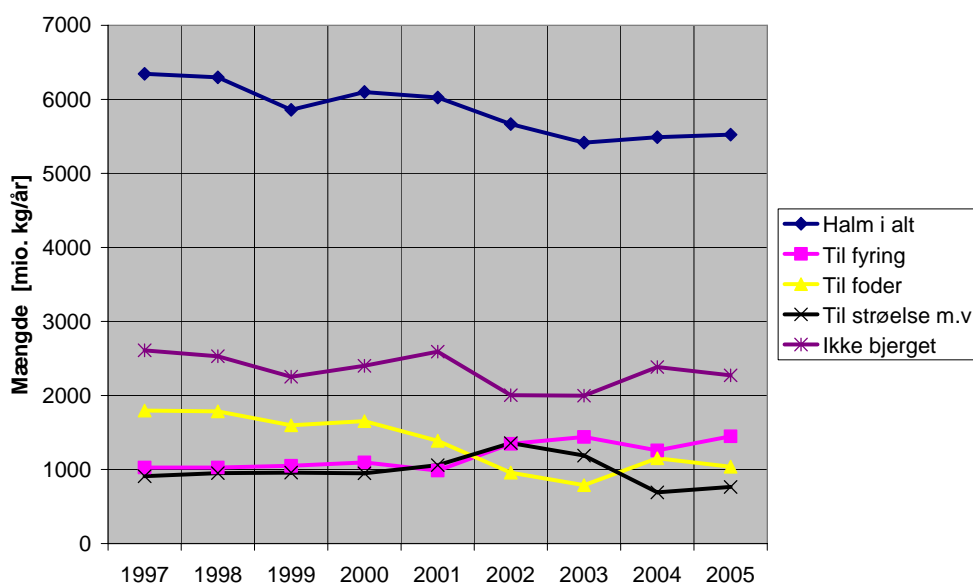
6 Systembetragtninger

6.1 Brændelsespotentialer

Som beskrevet i de tidligere afsnit er LT-CFB processen blevet testet på flere forskellige brændsler, og processen har vist sig teknisk velegnet til termisk forgasning af dem alle. Der er desuden mange flere perspektivrige brændsler, som processen med stor sandsynlighed vil være velegnet til. I det følgende vil dog blive fokuseret på at opgøre de tilgængelige mængder af de testede brændsler: Halm, rå husdyrgødning og afgasset husdyrgødning. Se desuden også [Glar Nielsen, 2005], [Glar Nielsen, 2006] og [Holt et al, 2004].

6.1.1 Halm

I forbindelse med korndyrkning skabes et biprodukt i form af halm. Figur 6.1 viser totalmængde og fordelingen på anvendelsesformål i de sidste 9 år og Tabel 6.1 værdierne for 2005 samt omregning til energiindhold.



Figur 6.1: Halmressourcer og fordeling [Statistikbanken]

	Mio. kg	PJ	Fordeling
Halm, som ikke er bjerget	2271	34	41 %
Anvendt til foder	1038	16	19 %
Anvendt til halmfyring	1450	22	26 %
Andet, strøelse mv.	765	11	14 %
<i>Halmudbytte, i alt</i>	5524	83	100 %

Tabel 6.1 : Anvendelse af de danske halmressourcer i 2005 [Statistikbanken]

Af andelen anvendt til fyring benyttedes 54% på centrale og decentrale kraftvarmeanlæg, 19% på fjernvarmeværker og de resterende 27% til opvarmning i private halmfyr [Energistatistik, 2004].

I 2003 udgjorde afbrænding af halm i fjernvarme- og kraftvarmeværker 2,0 % af det danske

totale, klimakorrigerede energiforbrug på 829 PJ/år. Til sammenligning udgjorde vindkraft 2,4 % i 2003 [Energistatistik, 2003].

Andelen af halmen, der ikke er bjerget, udgjorde i 2005 41% som landsgennemsnit, men dette dækker over større regionale forskelle. I Ribe amt blev kun 30% ikke bjerget (minimum), imens tallet var 47% i Hovedstadsregionen og 57% på Bornholm (maksimum) [Statistikbanken]. Det pt. uudnyttede potentiale på landsplan udgør dermed tilsyneladende 34 PJ svarende til 1350 MW ved 7000 fuldlasttimer. Af dette er dog en del, som ikke praktisk kan udnyttes, men der er stadig tale om en betragtelig energiressource, der er til rådighed for miljøvenlig kraftvarmeproduktion.

I dag foregår en del af elproduktionen på basis af halm ved direkte samfyring med kul, og andelen forventes at stige de kommende år. Holdes andelen af halm nede under ca. 10% i forhold til kul, kan der ikke konstateres nævneværdige problemer med forøget korrosion og belægninger [Elsam, 2006]. Denne drift har dog foregået på ældre kraftværksanlæg med en elvirkningsgrad på ca. 35%. På nyere anlæg, med elvirkningsgrader på over 45% baseret på høje dampdata, kan det ikke udelukkes, at der vil opstå problemer. Desuden går halmaskens næringsstoffer tabt, når de sammenblandes med kulasken. Ved forgasning af halmen med LT-CFB teknologi og afbrænding af gassen i en kraftværkskedel efterfølgende kan en større andel af halm i forhold til kul benyttes, og problemer med korrosion og belægninger på anlæg med høje dampdata og høje elvirkningsgrader kan reduceres væsentligt.

6.1.2 Husdyrgødning

I [Brix Nielsen, 2004] er mængderne og energipotentialerne af husdyrgødning i Danmark opgjort fordelt på husdyr.

Husdyr	Mængde [1000 tons/år ab lager]	Energiindhold [PJ/år]
Kvæg	15184	25,8
Svin	18128	16,0
Fjerkræ	218	1,8
Pelsdyr	468	1,6
Heste	99	0,4
Får	26	0,1
<i>I alt</i>	34123	45,7

Tabel 6.2: Mængder og energiindhold i husdyrgødning

Mængderne fra kvæg og svin udgør over 90% af totalen, men gødningen fra især fjerkræ er interessant, da den har et tørstof indhold på op imod 50% og et askeindhold på ca. 25% af dette, imens svinegyllen kun indeholder ca. 6% tørstof og ca. 35% af dette er aske. I bl.a. England findes flere kraftværker der afbrænder kyllingegødning direkte [EPR, 2006] og tilsyneladende med succes om end med elvirkningsgrader på 20-30%.

Totalen på 46 PJ/år svarer til knap 6% af det totale, klimakorrigerede energiforbrug på 829 PJ/år [Energistatistik, 2003]. Ved 7000 fuldlasttimer svarer det til godt 1800 MW og

ressourcen overgår derfor den tilgængelige halmmængde. Da nogle af dyrene går på friland en del af året, vil noget af husdyrgødningen dog ikke kunne udnyttes til energiformål. Skønsmæssigt er der dog tale om en lille andel i forhold til totalen. Da der kræves afvanding og tørring samt øgede transportudgifter i forhold til halmen, er husdyrgødningen dog et dyrere brændsel. Husdyrgødning bliver i dag kun brugt til el- og varmeproduktion i biogasanlæg. Der kører dog forsøg hos DONG Energy (tidligere Energi E2) med direkte afbrænding i kraftværkskedler, men der vil skønsmæssigt gå omkring 5 år, inden egentlig storskala kommerciel drift vil kunne iværksættes.

6.1.3 Afgasset husdyrgødning

På danske biogasanlæg blev der i alt produceret 3,7 PJ el og varme i 2004 [Energistatistik, 2004]. Gennemsnitligt modtager fællesbiogasanlæggene i dag ca. 25% industriaffald, og ca. halvdelen af gasproduktionen stammer herfra [BioPress, 85-2006]. Gårdbiogasanlæggene modtager typisk noget mindre industriaffald, men omsætter i forhold til totalen kun en beskedent mængde husdyrgødning. Biogasanlæg er kun i stand til at udnytte 40-50% af energiindholdet i husdyrgødningen og kun ca. 8% af det samlede energipotential på 46 PJ i husdyrgødningen tilføres biogasanlæg p.t. Energiindholdet i den afgassede husdyrgødning er omkring 3,7 PJ ved en udnyttelsesgrad på 50% til el og varme. Dette svarer til ca. 150 MW ved 7000 fulldlasttimer. Potentialet for etablering af store LT-CFB anlæg udelukkende til forgasning af afgasset husdyrgødning er derfor p.t. beskedent.

Udbygningen med nye biogasanlæg har stået stille i 10 år, og først i 2006 er der blevet etableret ét nyt på Bornholm, og ét i Måbjerg er under udbud. Derudover er der flere på tegnebrættet, som dog mangler finansiering. Økonomien er dog tvivlsom i disse anlæg, pga. de nødvendige meget store anlægsinvesteringer, og da salg af el og fjernvarme sker til et marked, hvor afregningsprisen ikke er kendt i fremtiden, og idet der ikke er garantier for offentlig støtte i det lange løb.

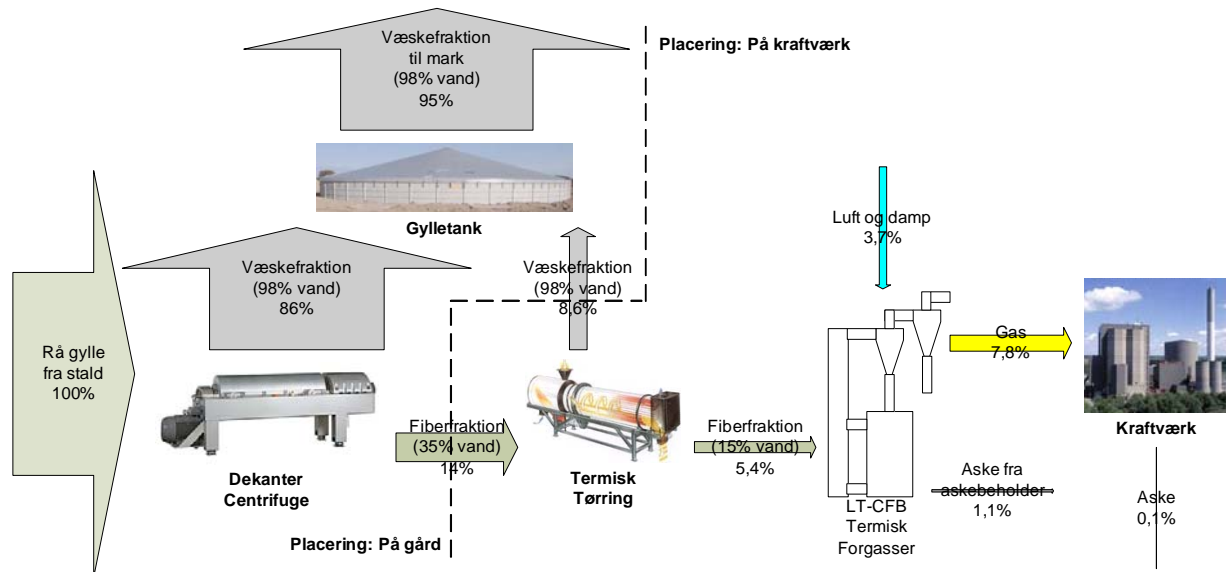
6.2 Masse- og energibalancer for LT-CFB anlæg baseret på husdyrgødning

I [Glar Nielsen, 2006] blev der opstillet masse- og energibalancer for produktion af el på basis af husdyrgødning. Dette baseret på både biogas, termisk forgasning (LT-CFB) og direkte forbrænding samt en kombination af biogas og LT-CFB. Her vil kun løsningerne omhandlende LT-CFB blive præsenteret. Alle beregninger er foretaget på basis af svinegylle.

6.2.1 System for elproduktion med LT-CFB teknologi

Den mest energiøkonomiske og logistikmæssigt optimale løsning er blevet identificeret, og massestrømmene er vist i Figur 6.2 baseret på forholdstal. En gennemsnits svinefarm i Danmark har 160 dyreenheder (DE) [Statistikbanken] svarende til ca. 975 søer eller ca. 6400 producerede slagtesvin pr. år, og dette giver ca. 3000 tons gylle pr. år. Da det forventes at LT-CFB anlæg bør være ca. 10 MWth for at være rentable, kræves ca. 300.000 tons gylle pr. år eller svarende til ca. 100 gennemsnits svinebesætninger. I Danmark er der dog flere bedrifter,

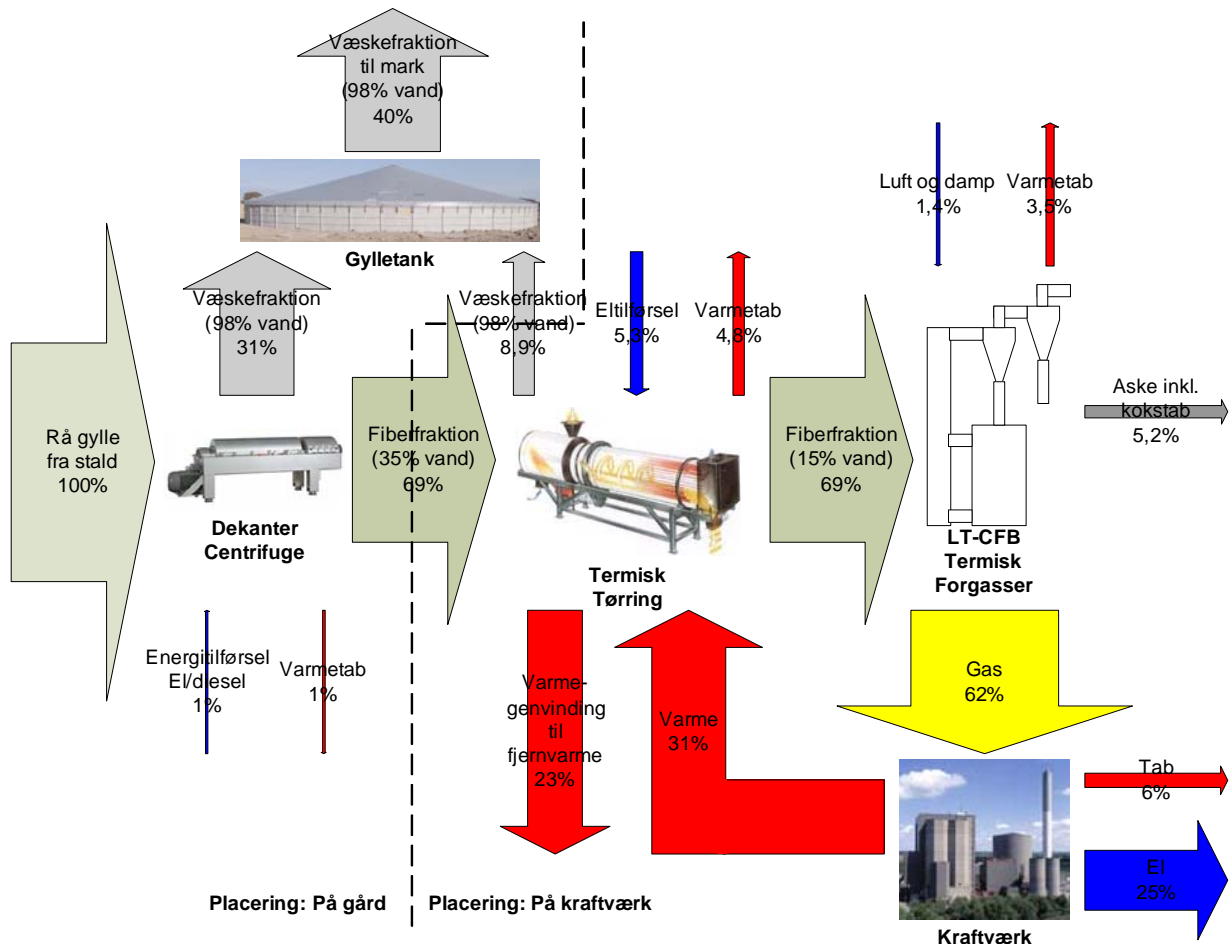
som har op imod 700 DE, og det er en mulighed at en del af brændværdien til LT-CFB anlægget leveres i form af andre brændsler (f.eks. halm, affald eller andet).



Figur 6.2: Massebalance for LT-CFB løsning

På hver gård bliver den rå svinegylle separeret med f.eks. en dekanter centrifuge (andre løsninger som f.eks. kemisk fældning og skruepresser kan også bruges) og væskefraktionen ledt til gårdens gylletank. Den separerbare fiberfraktion, som typisk kun andrager 14 masse% af totalen men indeholder 69% af energiindholdet, transporteres til en tørreenhed, som står ved kraftværket og forgasseren og benytter spildvarme/damp til tørreprocessen, og afsætter varmen fra kondensatet til fjernvarme⁹. Overskudsvarmen fra elproduktionen på kraftværket svarer omtrent til varmebehovet til tørreprocessen. Væskefraktionen/kondensatet bliver i tankbiler bragt tilbage til landmandens gylletank, da den stadig indeholder væsentlige mængder næringsstoffer. Omkring 40% af brændværdien (men 95% af den oprindelige totale masse) ledes til gylletanken med fibre fra især dekanter centrifugen. Ved brug af en separationsteknologi der er optimeret mht. tilbageholdelse af fibermateriale, vil denne andel dog antageligt kunne nedsættes. Ca. 90% af askeindholdet fra gødningen udskilles fra forgasseren og 10% fra kraftværkets røggasrensingsanlæg. Af de tilførte 100% brændværdi med den rå gylle produceres 25% el og 23% fjernvarme med supplerende af 8% i form af el til separering og tørring samt energiforbrug til luft/damp tilførsel til forgasningsprocessen. Dvs. at der er en netto energiudnyttelsesgrad på 40% til el+varme, 40% tabes til gylletanken og 20% afgives som varmetab.

⁹ Et alternativ er flere mindre, decentrale tørrestationer placeret ved fjernvarmestationer nær landmændene hvor kondensvarmen udnyttes til fjernvarmeproduktion. Dette vil angiveligt kunne nedsætte transportomkostningerne. Denne løsning er der dog ikke regnet på i dette scenarium.



Figur 6.3: Energibalance for LT-CFB koncept

6.2.2 System for elproduktion med kombineret biogas og LT-CFB teknologi

I Danmark produceredes i 2004 949 TJ el på biogasanlæg [Energistatistik, 2004] svarende til en gennemsnitlig effekt på 30 MW (ved 8760 timer). Til disse anlæg blev leveret en brændværdi i form af husdyrgødning og industriaffald på ca. 8 gange dette. Biogasanlæg er kun i stand til at omdanne ca. halvdelen af den tilførte brændværdi til gas [Glar Nielsen, 2006], men den resterende brændværdi vil kunne udnyttes i et LT-CFB anlæg.

I dette systemstudie er fokuseret på at kombinere simple gårdbiogasanlæg med LT-CFB anlæg (se Figur 6.4 og Figur 6.5). Årsagen til valget af gårdanlæg frem for fællesanlæg er for at holde investeringerne og risikoen nede, og tilgodese hvilke incitamenter en landmand vil have for at gå ind i et sådanne projekt, såsom muligheden for at få dækket sit eget varmebehov med en billig energikilde, samt at kunne opnå reduktion i arealkravet hvorved han kan udvide sin husdyrproduktion. Biogasanlægget behøver ikke at have en så god energiudnyttelse, da LT-CFB anlægget kan omdanne næsten al resterende brændværdi til gas. Hos landmanden er placeret en separationsenhed (f.eks. dekanter centrifuge) samt et tørreanlæg. Varmen til tørringen kommer fra biogassen via en gaskedel og spildvarmen fra tørringen benyttes til opvarmningsformål på bedriften. Landmanden får derved mulighed for at dække sit varmebehov via en billig energikilde, og systemet gøres fleksibelt således at

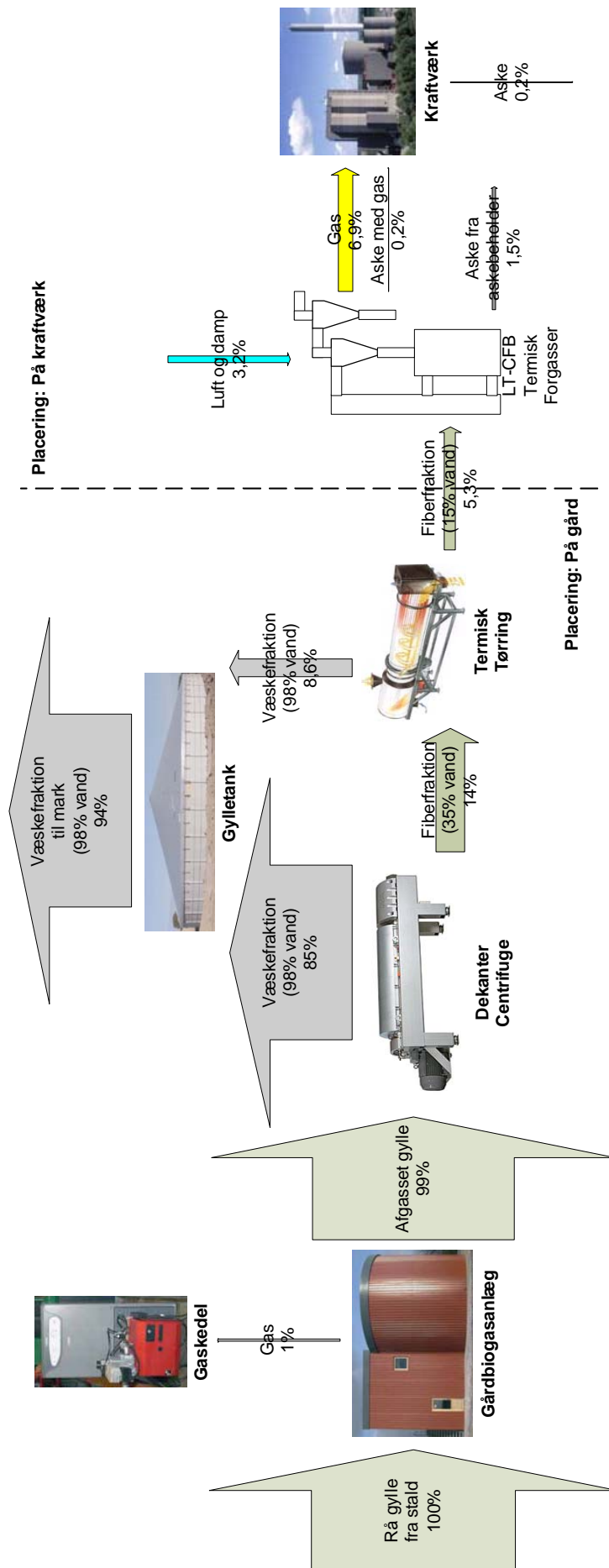
biogasanlægget styres efter landmandens varmebehov ved at regulere opholdstiden i biogasreaktoren. Derved udnyttes brændværdien i gyllen bedst muligt enten hos landmanden eller på kraftværket via forgasseren. De tørrede fibre transporteres til LT-CFB anlægget, som står ved siden af en kraftværkskedel. Al væske fra gyllen ledes til landmandens gylletank og spredes på hans marker.

Argumenter for en kombineret biogas og LT-CFB løsning er:

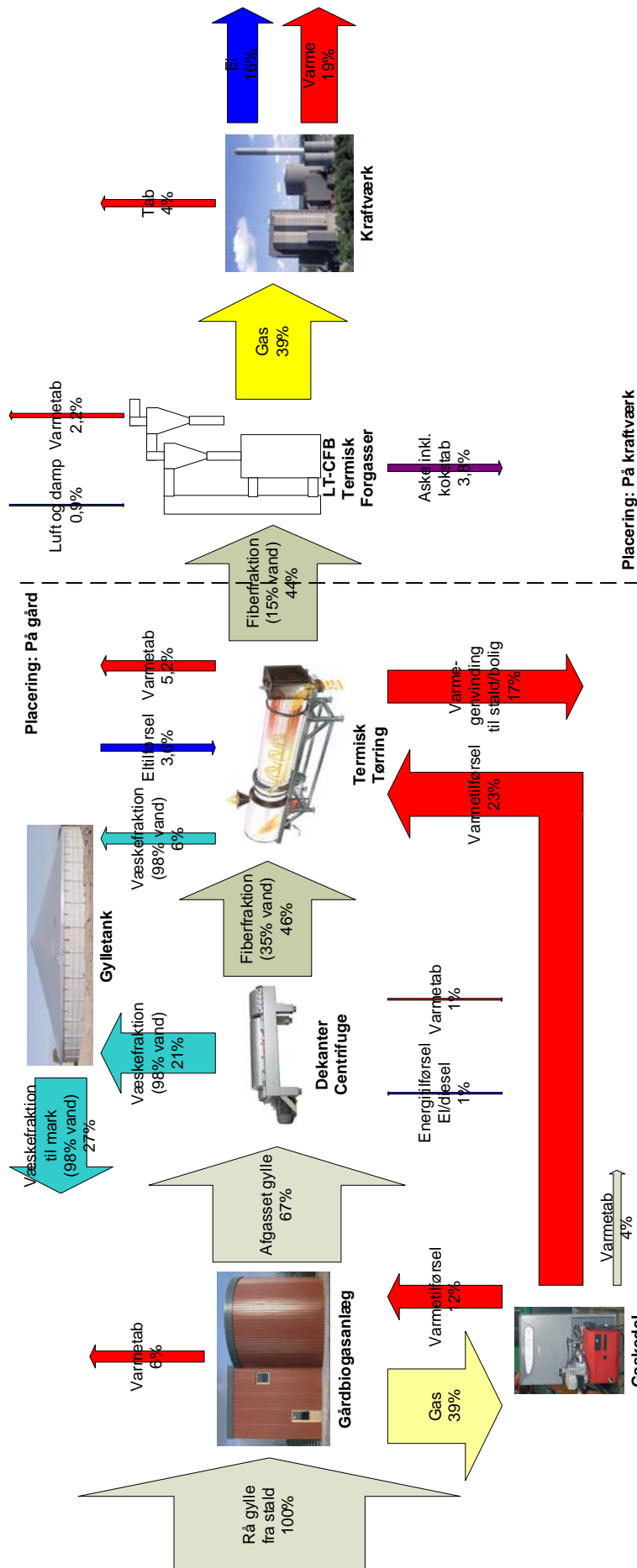
- I forhold til den "rene" LT-CFB løsning opnås en bedre energiudnyttelse, idet der ud fra 100% gylle og 5,4% tilsætning produceres 16% el og 19% fjernvarme på kraftværket og 17% varme hos landmanden. Derved opnås en total netto energiudnyttelse på 48% i form af el og varme imod 40% for LT-CFB løsningen alene. Tabet af brændværdi til gylletanken reduceres fra 40% til 27%, imens de øvrige tab stiger fra 20% til 25%.
- Biogasprocessen omdanner en del af gyllens organisk bundne kvælstof indhold til uorganisk kvælstof, hvorved plantetilgængeligheden øges og udvaskningen af kvælstof mindskes.
- Efter gyllen har været igennem biogasanlægget pålægges der ikke afgift ved termisk forgasning, hvorved økonomien i helheden forbedres (se afsnit 7.5).
- Transportbehovet minimeres, da kun 5,3 masse% af den oprindelige gyllemængde skal transporteres, og der ikke skal transporteres vand tilbage til landmanden.

Ulemper er naturligvis store etableringsomkostninger, ikke mindst da et typisk gårdbiogasanlæg kun tilføres ca. 100 kW gylle, og der derfor skal ca. 227 gårdbiogasanlæg til for at føde et 10 MWth LT-CFB anlæg. Da LT-CFB processen dog jo er meget brændselsfleksibel, kan en stor andel af effekten sagtens komme fra fællesbiogasanlæg, rå gylle, halm eller andre kilder.

Specielt er det nok tvivlsomt, hvorvidt en tørreenhed baseret på overhedet vanddamp (som antaget i eksemplet), vil være rentabel i så lille skala, ligesom bedriftens muligheder for at nyttiggøre tørreriets fulde kondenseffekt kan være begrænsende. Det kan derfor som et alternativ overvejes at foretage den termiske tørring af de afgassede fibre på et nærliggende fjernvarmeanlæg, hvor mekanisk afvandede fibre fra flere bedrifter samles. Den mekaniske afvanding foretages også mest rentabelt med mobile eller centrale enheder med stor kapacitet og høj udnyttelsesgrad.



Figur 6.4: Massebalance for kombineret gårdbiogas og LT-CFB



Figur 6.5: Energibalance for kombineret gårdbiogas og LT-CFB

6.3 Næringsstoffebetragtninger

I Tabel 6.3 er vist koncentrationen af de vigtigste plantenæringsstoffer (N, P og K) i rå gylle fra slagtesvin, samt koncentrationerne i væske- og fiberfraktionen ved separering med en dekanter centrifuge. Baseret på 100% gylle fra slagtesvin (tørstof 6,6%) ender 86% af massen i væskefraktionen (tørstof 2,5%) og 14% i fiberfraktionen (tørstof 34%) ved dekantering. Tabellen viser også forholdene imellem næringsstofferne for hver fraktion, og kolonnen til højre viser det forhold, som hvede har behov for. Den rå gylle indeholder ca. dobbelt så meget P i forhold til N, set ud fra hvad planterne har brug for (1/2,9 i forhold til 1/6). Væskefraktionen fra dekanteren har nær det optimale forhold imellem N og P, men indeholder dog for meget K. Da K imidlertid ikke udgør et miljømæssigt problem som N og P, er dette af mindre betydning. Ved at transportere fiberfraktionen og således især P indholdet bort fra bedriften, og sprede det som P gødning i områder med lavere husdyrbelastning eller benytte det som basis for kunstgødningsproduktion, vil der opnås en stor miljømæssig gevinst, da P udvaskningen vil kunne reduceres dramatisk.

	Slagte svin		Væske dekanter		Fiber dekanter		Behov hvede
	kg/m ³	forhold	kg/m ³	forhold	kg/m ³	forhold	forhold
N	5,7	2,9	4	8,5	12	0,3	6
P	1,3	1	0,4	1	13	1	1
K	2,7	2,1	3	7,5	3	0,2	2
Tørstof %	6,6		2,5		34		-
Andel af total %	100		86		14		-

Tabel 6.3: Næringsindhold i rå og separeret gylle fra dekanter samt og behovet i hvede [Landbrugsinfo, 61-2006]

Fibrene fra dekanteren indeholder stadig ca. 66% vand, og skal helst tørres ned til ca. 15% vand, inden det forgasses. Forgasseren kan dog formentlig godt omsætte brændsler med op til 30-40% vand, men især hvis der er adgang til spildvarme, vil tørring være en energiøkonomisk bedre løsning. Desuden vil fibrene være lagerstabile ved ca. 15% vand og nemmere at håndtere i lager- og indfødningsystemet. Især når der er mulighed for afsætning af kondensvarme til f.eks. fjernvarmeproduktion, er damptørring en energiøkonomisk god løsning. Der foreligger imidlertid ingen data for hvorledes næringsstofferne vil fordele sig i de tørre fibre og væskefraktionen efter tørring af separerede gyllefibre i en sådan kondenserende tørreenhed. Analyser af gyllefibre, tørret i et tromletørreri i forbindelse med et LT-CFB forsøg, indikerede at N og P vil fordele sig nogenlunde ligeligt imellem fibre og kondensat, imens K overvejende følger fibrene [Glar Nielsen, 2006]. Kondensatet vil derfor indeholde væsentlige mængder af N og P, og bør udsprede på nærliggende marker som P gødning, eller tilføres landmandens gylletank og blandes med væsken fra separeringen.

	Aske fra rå fibre	Aske fra afgassede fibre
P	50 kg/tons	66 kg/tons
K	52 kg/tons	19 kg/tons

Tabel 6.4: Analyse af LT-CFB aske fra forsøg med rå og afgassede svinefibre

Tabel 6.4 viser analyser af asken fra to LT-CFB forsøg på henholdsvis rå og afgassede svinefibre. I forhold til den rå svinegødning er P blevet opkoncentreret med ca. 38 gange i asken, som er tørt, sterilt pulver, der kan transporteres til egne med behov for P gødskning eller til oparbejdning på en kunstgødningsfabrik. Plantetilgængeligheden af P og K nedsættes, jo højere temperatur de udsættes for. I [Rubaek et al, 2006] er dette målt på LT-CFB asken fra rå fibre og sammenlignet med rå gylle. Resultaterne viste stor spredning afhængig af analysemetode, men i omegnen af reduktion af plantetilgængeligheden til ca. 1/3 for asken sammenlignet med den rå gylle. Der kræves dog flere undersøgelser for med større sikkerhed at kunne fastslå plantetilgængeligheden under rigtige dyrkningsbetingelser.

Én af barriererne imod afbrænding/termisk forgasning af gyllefibre er, at der uundgåeligt vil tabes en del af svinegyllens kvælstof indhold (op til 30%), da restindholdet af kvælstof i de tørrede fibre vil blive frigjort til atmosfæren sammen med røggassen. Hele lovgivningen på gylleområdet baserer sig på at holde regnskab med kvælstoffet, og sørge for at det ikke går tabt, og at det bliver brugt fornuftigt som gødning på landbrugsjord. Der er derfor en kraftig psykologisk barriere imod afbrænding og forgasning af fibre.

Da kvælstof imidlertid ikke er en knap ressource, men blot kan hentes fra luften efter behov, er der dog ret besat blot tale om et energispørgsmål: *Hvor meget energi koster det at udvinde kvælstof fra luften, i forhold til hvor meget energi der kan produceres ved afbrænding/termisk forgasning af fibre ?*

Fibre fra en dekanter centrifuge indeholder ca. 40% af kvælstoffet fra den rå gylle i en koncentration på ca. 12 kg N/ton (se Tabel 6.3). Den øvre brændværdi af fiberfraktionen kan udregnes til ca. 5,2 MJ/kg¹⁰. Ifølge [Miljøprojekt, 802-2003] er energiforbruget til produktion af N i handelsgødning : ~50 MJ/kg.

Ét ton fibre indeholder en N mængde på 12 kg, der koster 600 MJ at ”genskabe”. Brændværdien i ét ton fibre er tilsvarende 5200 MJ.

Det koster dermed kun 11,5% af brændværdien i fibre, at genskabe det tabte kvælstof i form af N-indhold i handelsgødning, såfremt det hele går tabt. De tidligere omtalte analyseresultater har indikeret, at omtrent halvdelen af kvælstoffet fra fiberfraktionen efter separeringen vil kunne opsamles i kondensatet fra den termiske tørring. Energitalet til genskabelse af den tabte N mængde ved afbrænding/forgasning af de tørrede gyllefibre vil derfor kun andrage ca. 5-6% af brændværdien. Kvælstof tab kan derfor ikke bruges som argument imod forgasning/forbrænding af fiberfraktionen fra husdyrgødning. Dog må et rimeligt krav være, at afbrændingen sker på et anlæg med NO_x filter, da der antageligt vil dannes en væsentlig mængde af dette.

¹⁰ HHV tør,askefri fibre*TS%*(1-aske%) : 21 MJ/kg*0,34*0,73 = 5,2 MJ/kg

7 Skitseprojekt af 6 MW LT-CFB anlæg

Under PSO projekt nr. 4833 blev der udarbejdet et skitseprojekt af en 6 MW LT-CFB forgasser til svinegødning ([Nørholm et al, 2006]) med bidrag fra ph.d. projektet. I specialkurset [Glar Nielsen, 2006] blev der arbejdet videre med de tekniske og økonomiske betragtninger. Hovedtrækkene fra disse rapporter vil blive gengivet i dette kapitel.

7.1 Lovbarrierer

Der har ikke foregået afbrænding eller termisk forgasning af husdyrgødning i Danmark i kommerciel skala hidtil og energiproduktion har kun foregået på biogasanlæg. Der har været flere love, som har forhindret afbrænding og forgasning af husdyrgødning, men efter anbefaling fra en nedsat arbejdsgruppe som udkom med "Rapport fra Arbejdsgruppen om afbrænding af fraktioner af Husdyrgødning" i juni 2005 [Fødevareministeriet, 2005], er flere af disse blevet lempet.

To love omhandlende brug af næringsstoffer forhindrede direkte afbrænding af husdyrgødning, da en del af kvælstofindholdet i husdyrgødning ved afbrænding vil blive frigivet til atmosfæren. Derved vil kvælstoffet forsvinde ud af gødningsregnskaberne, hvilket ifølge lovene ikke er tilladt. Uden en revision af disse love vil det være ulovligt at afbrænde eller termisk forgasse både rå og afgassede husdyrgødningsfibre. Der foreligger dog et lovforslag, der tager højde for dette [Schmidt, 2005], som forventes vedtaget.

Andre love og EU direktiver kategoriserer husdyrgødning som affald, hvorved det er afgiftspligtigt ved afbrænding. Afgiften er på 330 kr/ton, og dertil kommer mindre bidrag fra energi-, CO₂- og svovlafgift. Den driftsøkonomiske betydning af afgiften er vurderet i afsnit 7.5. Der er dog en lovændring på vej, som afgiftsfritager gyllefibre der har været igennem et biogasanlæg, men ikke rå fibre. Affaldsbetegnelsen betyder desuden skrappe miljøkrav ved afbrænding, som dog uden større problemer kan overholdes ved samfyring på et nyere kulkraftværk. Dertil kommer kravet om at anlægget økonomisk kun må hvile-i-sig-selv. Dette foregår ved at affaldsmodtagelsesafgiften og fjernvarmeprisen justeres efter omkostningerne. Derved elimineres kraftværkets incitament til at ville investere penge og risiko i at etablere et LT-CFB anlæg.

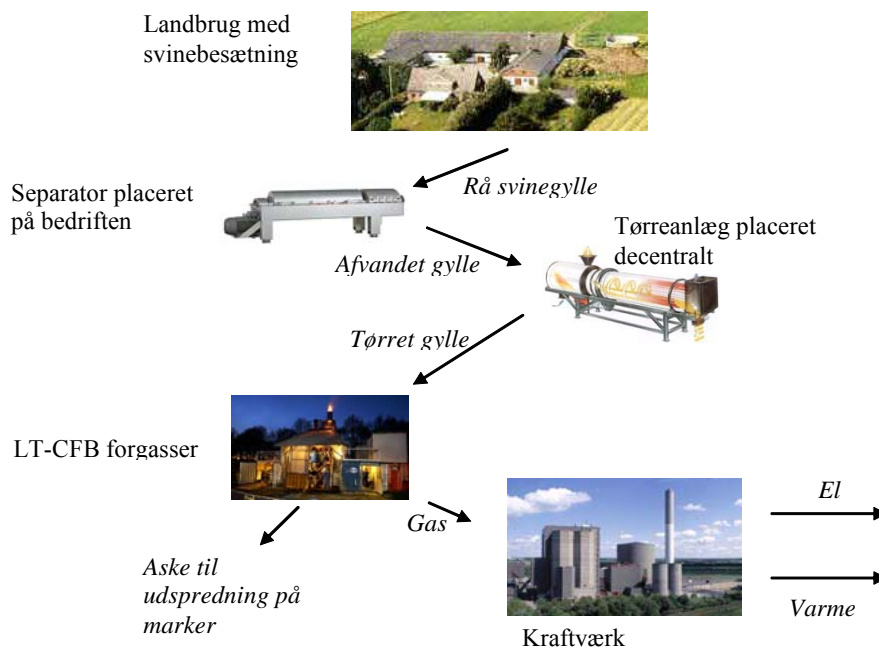
For at forbrænding eller termisk forgasning af husdyrgødning skal kunne blive til noget på længere sigt, kræves derfor at flere love bliver ændret. Da flere af disse er på EU niveau, er der dog lange udsigter til at dette sker. Et LT-CFB demoanlæg må derfor p.t. håbe på, at kunne få dispensationer fra flere af disse love.

7.2 Brændsel og logistik

Umiddelbart er skitseprojektet valgt til at basere sig på rå svinegylle som brændsel, da dette findes i store mængder, og da landmændene har et stort incitament til at komme af med det (incitamenter og lovgivningen på området er nærmere beskrevet i [Glar Nielsen, 2006]).

Anlægget kan dog teknisk set uden større ændringer i stedet fyres med afgasset husdyrgødning fra biogasanlæg. Askeandelen vil derved være lidt højere og indfødningss- og askehåndteringssystemet skal derfor blot dimensioneres lidt større. Som alle LT-CFB forsøgene har vist, er processen meget brændselsfleksibel, og vil derfor også kunne omsætte mange andre typer brændsler som f.eks. halm, husholdningsaffald, spildevandsslam, energiafgrøder etc. Dette dog økonomisk afhængigt af, at bl.a. den producerede aske vil kunne afsættes og ikke skal deponeres.

Den overordnede logistik for svinegyllefibrenes vej fra landbruget til forgasseren er vist i Figur 7.1. Mere detaljerede flowberegninger og systembetragtninger er foretaget i afsnit 6.2. Den løsning, som skitseprojektet baserer sig på, indebærer separation af gyllen (ca. 95% vand) hos landmanden og transport af fibrene (ca. 65% vand) til et decentralt placeret tørreanlæg og transport af de tørre fibre (ca. 15% vand) til LT-CFB forgasseren, som står på et kraftværk, der afbrænder gassen og producerer el og varme. Asken fra LT-CFB anlægget bliver spredt direkte på markerne eller oparbejdes og benyttes til kunstgødningsproduktion.

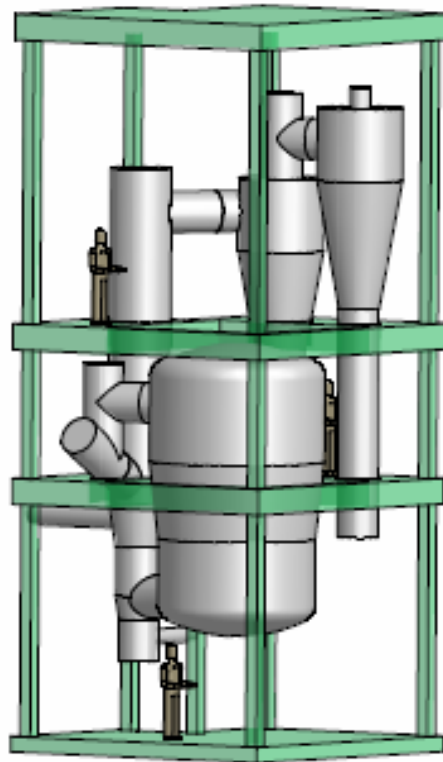


Figur 7.1: Gyllelogistik

Det skitserede 6 MW anlæg baserer sig på 9900 ton tørrede fibre pr. år hidrørende fra 140.000 tons rå gylle pr. år. Mængden svarer til den leverede mængde til ét af de største fællesbiogasanlæg eller fra 10-50 bedrifter á 160 DE, hvilket er gennemsnittet i Danmark. Væskefraktionen fra separeringen, og eventuelt også fra tørringen, spredes ud på markerne i nærområdet, da den har et nær optimalt forhold imellem N og P til korndyrkning. Asken transporteres derimod væk fra området, til egne der har behov for P gødning.

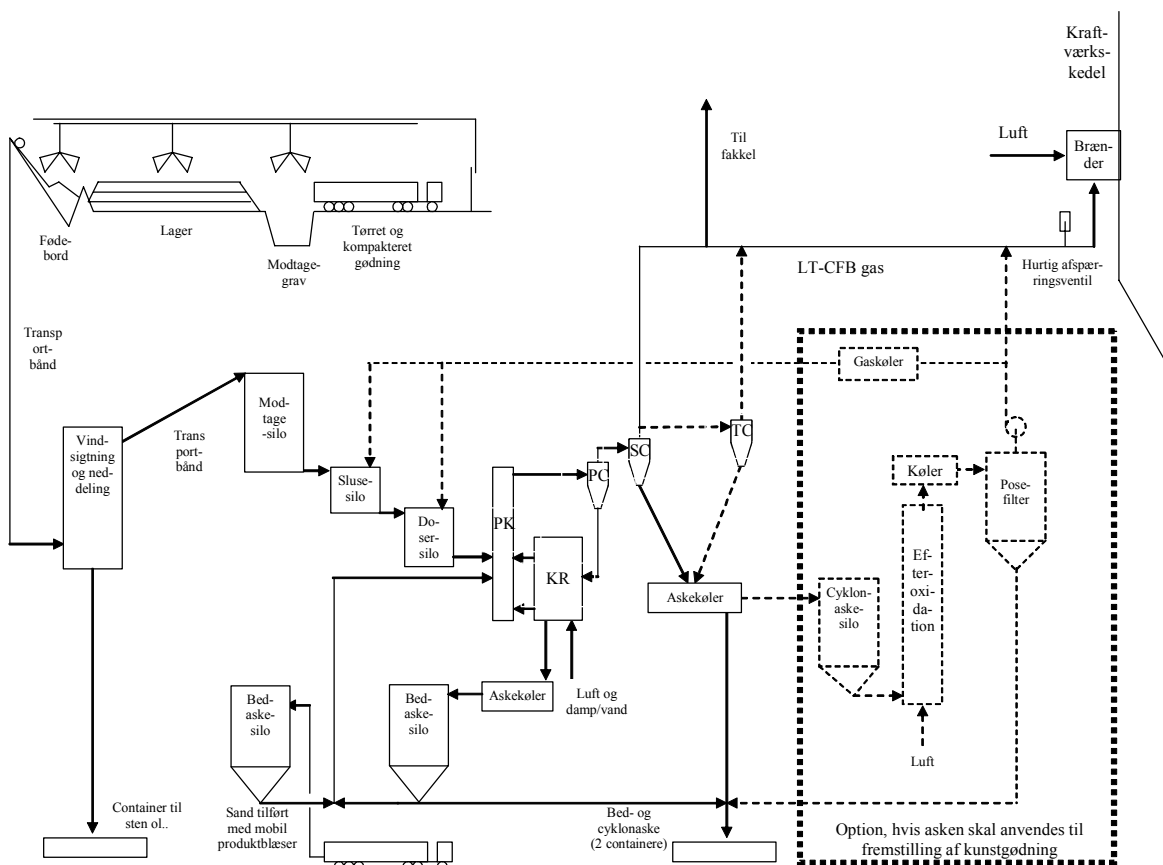
7.3 Design af LT-CFB anlæg

Anlægget blev detailskitseret på basis af designet for 50 og 500 kW anlæggene og de forsøgsresultater og erfaringer, der var gjort med disse. Figur 7.2 viser designet af selve forgasseren og Figur 7.3 skitserer hjælpeudstyr m.m.



Figur 7.2: 3D-skitse af 6 MW LT-CFB forgasser

Det kan være nødvendigt at øge tilbageholdelsen af inert ved etablering af en tertiærcyklon, som blot afleverer asken til samme askekøler. Såfremt asken skal afsættes til produktion af kunstgødning, vil det være nødvendigt at foretage en efteroxidation af asken, da kunstgødningsfabrikationsprocessen kun tolererer et meget lavt kulstofindhold.



Figur 7.3: Diagram over forgasser og hjælpeudstyr

7.4 Mulige placeringer

LT-CFB anlægget er meget kompakt som Figur 7.2 viser og vil i de fleste tilfælde uden videre kunne passes ind på et eksisterende kraftværk. Det er derfor i højere grad brændselslageret og adgangsforholdene, der stiller krav til arealet. Skitseprojektet tager udgangspunkt i den billigste og simpleste LT-CFB konfiguration, hvor rensning af gassen kun foregår med cykloner, og en hvis mængde af aske i produktgassen må derfor forventes. Ved placering af et 80 MW LT-CFB anlæg fyret med svinsegødning på et stort 350 MW el kulfyret kraftværk, skal asketilbageholdelsen være over 95%, for at flyveasken stadig skal kunne afsættes til cementproduktion (primært grundet fosfor indholdet). For et 6 MW anlæg placeret samme sted er kravet om asketilbageholdelsesprocent naturligvis meget mildere ud fra dette hensyn. Det regnes dog for muligt at nå over 90% asketilbageholdelse, og en så høj asketilbageholdelsesprocent som muligt er desuden hensigtsmæssig for at undgå unødigt korrosion, belægninger og deaktivering af en evt. HD-deNO_x katalysator.

Skitseprojektet udvælger ikke et konkret kraftværk som anlægsvært, men der er 6 store kulfyrede værker i Elsam området, som er egnede, og som samtidig ligger i egne med stor husdyrkoncentration, hvorved transportomkostningerne kan holdes nede.

7.5 Økonomi

Omkostningerne til etablering samt drift og vedligehold af et 6 og et 12 MW LT-CFB anlæg placeret i tilknytning til et eksisterende kraftværk er blevet estimeret i Tabel 7.1. Den største forskel imellem de to størrelser anlæg er anlægsinvesteringen, som totalt vurderes til kun at være 1,3 gange større for 12 MW anlægget. Dette giver derved en noget bedre økonomi for 12 MW anlægget.

Ét af de konkrete tiltag i Kyoto-aftalen var indførelsen af CO₂-kvoter fra januar 2005, hvor det i Danmark er sådan, at de store elproducerende selskaber tildeles et antal kvoter, som de enten kan producere el for eller sælge. På den nordiske elbørs kan disse kvoter handles internationalt. Startprisen var 50 kr/ton CO₂, men den steg støt derefter op til et max på 230 kr/ton, og er efterfølgende faldet igen. DONG tilbyder en fastpris for 2006 på 120 kr/ton [DONG, 2006]. Der er en forventning på markedet om at prisen på CO₂ kvoter vil stige efterhånden som markedet modnes yderligere. Da husdyrgødning regnes for et CO₂ neutralt brændsel, og da etablering af forgasning og elproduktion på et eksisterende fossilt fyret kraftværk derved vil fortrænge CO₂-kvote belastet elproduktion, vil elproducenten kunne spare kvoter. Derfor er der i beregningerne medtaget en besparelse på køb af CO₂-kvoter til en pris på 100 kr/ton i basis scenariet og 120 kr/ton i følsomhedsanalysen (se Tabel 7.2).

	6 MW		12MW	
Anlægsomkostninger x 1000 kr	indtægt	udgift	indtægt	Udgift
Forgasser incl. hjælpesystemer		22500		30500
Modtagefaciliteter, lager, arealbefæstigelse		4800		6100
Kraftværkskobling		3100		3800
Efteroxidation af aske		0		0
		30400		40400
Bygherreomk. og uforudsete omk. (20 %)		6080		8080
Total		36480		48480

Driftsomkostninger x 1000 kr	indtægt	udgift	indtægt	Udgift
Drift og vedligehold (incl. bemanning)		700		1060
Forbrugsstoffer: El, gas, N ₂ , vand		600		1000
Afsætning af restprodukt		235		470
Afvanding		3080		6160
Tørring		3225		6451
Transport		186		371
Salg af el	4175		8350	
Salg af fjernvarme	3681		7361	
Besparelse i CO ₂ -kvoter	1100		2200	
Affaldsafgift		0		0
Affaldsvarmeafgift		957		1914
	8955	8983	17911	17426
Afskrivning på LT-CFB anlæg (15 år)		3756		4992
	8955	12739	17911	22418

Differens -3784

-4507

Nødvendig gatefee [kr/ton tørret gødning]	382	228
Nødvendig gatefee [kr/ton rå gylle]	27	16

Tabel 7.1: Økonomiberegning på et 6 MW og et 12 MW LT-CFB anlæg¹¹

Såfremt landmanden betalte separeringsomkostningerne på 22 kr/tons rå gylle vil økonomien balancere ved en elafregningspris på henholdsvis 28 øre/kWh og 41 øre/kWh for 12 MW og 6 MW anlægget. I eksemplet er regnet med en elafregningspris på 35 øre/kWh, svarende til den

¹¹ Alle forudsætninger for beregningerne findes i [Nørholm et al, 2006]

pris, der opnås af affaldsfyrede værker. Biogasanlæg afregnes med op til 60 øre/kWh el grundet tilskud, da der er tale om grøn elproduktion og politisk velvilje.

Markedsprisen for el på det frie elmarked er steget støt de sidste år fra 12 øre/kWh som gennemsnitspris i 2000 for vest Danmark til 28 øre/kWh i 2005. I 2006 ligger gennemsnittet for jan-sep på 34 øre/kWh. I øst Danmark satte elprisen rekord med en månedsmiddel på 46,7 øre/kWh i august måned 2006 [NordPool, 2006]. Det er derfor rimeligt sandsynligt, at et LT-CFB anlæg vil kunne få økonomien til at balancere selv uden statstilskud på elafregningsprisen.

Da denne økonomibetragtning beror på en del mere eller mindre usikre antagelser, er der foretaget en følsomhedsanalyse og parametervariation i Tabel 7.2.

Parameter	Ændring	Ændring i gatefee	
		6 MW	12 MW
Elafregningspris	fra 35 til 22 øre/kWh	+41%	+69%
Efteroxidation af aske og anvendelse til kunstgødning	+2 mill invest – udgift til afs. af restprodukt	+0%	-5%
Gns. transportafstand af gylle	fra 25 km til 50 km	+5%	+8%
Driftstimer pr. år	fra 6000 til 7000 timer	-16%	-27%
Pris for afvanding	fra 22 til 18 kr/ton rågylle	-15%	-25%
Pris for tørring	fra 178 til 142 kr/ton afdamp/time	-17%	-29%
Elvirkningsgrad	fra 35% til 40%	-8%	-13%
Fjernvarmepris	fra 60 øre/GJ til 72 øre/GJ	-19%	-33%
Affaldsafgift	fra 0 til 330 kr/ton tørret gødning	+86%	+145%
Total investering	+10% på totalinvesteringen	+10%	+11%
Besparelse i CO ₂ -kvoter	Pris fra 100 til 120 kr/ton CO ₂	-6%	-10%

Tabel 7.2: Økonomisk følsomhedsanalyse og parametervariationer

I basisscenariet antages det pessimistisk, at asken fra forgasseren trods den høje koncentration af næringsstoffer (især P og K) ikke har nogen handelsværdi. Der er derfor regnet med en transportomkostning på 100 kr/ton for transport ud til landmændene, som aftager det gratis. Såfremt asken skal benyttes som råmateriale for kunstgødningsproduktion, kræves det at kulstof indholdet reduceres til nær 0%. Efteroxidationsudstyr anslås til at koste 2 mill. kr, hvad enten det er til 6 eller 12 MW anlægget, og det antages at gødningsfirmaet betaler transportomkostningerne. Følsomhedsanalysen viste, at tiltaget dermed er stort set omkostningsneutralt. Der er dog stor usikkerhed på, hvad markedsværdien vil være af den ubehandlede og efteroxiderede aske.

Transportafstanden betyder ikke så meget for økonomien, da der antages afvanding ude hos landmanden, hvorved voluminet af den rå gylle reduceres til ca. 14%, men 69% af energiindholdet er bevaret (se afsnit 6.2 for beregninger).

Antallet af driftstimer er forsigtigt anslået til 6000 timer/år, da der regnes på et demoanlæg. På

længere sigt må mindst 7000 timer/år kunne forventes.

Besparelser/effektiviseringer mht. afvanding og tørring påvirker økonomien markant, og det er derfor vigtigt at reducere omkostningerne ved at benytte store centrale eller mobile anlæg, der udnytter max kapaciteten mest muligt.

Ved tilknytning til et eksisterende kraftværk er der ikke mange muligheder for at påvirke elvirkningsgraden, og den har heller ikke så stor indvirkning på økonomien. Placeringen af anlægget bør derfor hellere vælges efter afsætningsmuligheder og pris for fjernvarmen samt transportafstanden for gyllen og restprodukterne.

Såfremt den rå husdyrgødning tillægges en affaldsafgift på 330 kr/ton, som det vil være tilfældet med den nuværende lovgivning, vil den nødvendige gatefee stige til henholdsvis 50 og 39 kr/ton rågylle for 6 og 12 MW anlægget. Afgiften vil andrage en udgift på størrelse med afvandingen, og er dermed betydelig. Ved brug af afgasset husdyrgødning som brændsel, vil denne afgift ikke blive pålagt.

Der er valgt en tilbagebetalingstid på 15 år og en rente på 6% for investeringen, hvilket giver en direkte proportionalitet mht. udsving, dvs. 10% højere investering giver 10% større gatefee. En statsstøtte til investeringen i form af delfinansiering, længere tilbagebetalingstid eller lavere rente vil mindske indflydelsen af udsving, og gøre investeringen mindre risikabel.

8 Fremtiden for LT-CFB processen

8.1 Brændsler og anlægskonfigurationer

Som beskrevet i afsnit 6.1 er der store uudnyttede energiressourcer i Danmark i form af halm, rå husdyrgødning og afgasset husdyrgødning. Spildevandsslam udgør også et stort potentiale for LT-CFB teknologien, og det vil være fornuftigt at afprøve dette i f.eks. 500 kW anlægget, som en af de kommende aktiviteter. Der er også et marked for LT-CFB'en hos større industrivirksomheder, der har et organisk restprodukt og samtidig et højt varmemeforbrug (f.eks. fra forarbejdning af fødevarer eller produktion af tilsætningsstoffer til fødevarer). Der er flere industrier, som i forvejen producerer kraftvarme på egne anlæg typisk baseret på fossile brændsler. Disse er særligt velegnede for et LT-CFB anlæg, da gassen kan bruges i den eksisterende kedel med høj virkningsgrad og substituere dyrt fossilt brændsel med et billigt og evt. bortskaffelseskrævende restprodukt.

Tjæredugpunktsmålingerne under Fangel forsøget uge 39 – 2006 indikerede, at tjæren i produktgassen først kondenserer ud ved afkøling ned til ca. 200°C. Dette kan udvide LT-CFB processens anvendelsesmuligheder, da gassen dermed tilsyneladende kan renses for partikler med et almindeligt posefilter, og en langt højere renhed af gassen derved kan opnås. Med f.eks. en efterfølgende krakning af tjæren vil gassen desuden kunne bruges til bl.a. produktion af methanol eller DME til motorbrændstof. Kort sagt: ”vil dette give et anlægskoncept der kan omsætte hvad som helst til en gas der kan bruges til hvad som helst” [citater: Ulrik Henriksen, MEK, DTU].

En endnu uafprøvet ide med LT-CFB anlægget er, at bratkøle produktgassen og udkondensere tjæreandelen til et flydende brændsel, typisk kaldet bioolie. Denne bioolie vil indeholde partikler, være meget korrosiv og muligvis ikke lagerstabil, og derfor ikke umiddelbart være velegnet som motorbrændstof. Den aske- og alkalifattige olie kan dog i stedet nyttiggøres på kraftværker, og vil kunne substituere fossilbaseret olie eller kul. Da det er billigere at transportere olie end f.eks. husdyrgødning, vil der kunne spares på transportomkostningerne ved at placere et LT-CFB anlæg centralt i et område med høj husdyrkoncentration, som producerer bioolie og f.eks. varme til en lokal varmecentral. Det forventes, at i hvert fald 50% af brændværdien i brændslet vil kunne konverteres til brændværdi i bioolien.

8.2 Konkurrerende teknologier

Mht. halm vil LT-CFB teknologien næppe økonomisk kunne konkurrere med direkte samfyring af halm og kul på store kraftværker. Da en typisk kulfyret kraftværkskedel er på mindst 900 MW indfyret effekt vil en begrænsning af andelen af halm i forhold til kul på 5-10%, af hensyn til primært afsætning af asken, betyde at disse anlæg kan indfyre 45-90 MW halm. Dette er store mængder, som kræver et stort opland, og der vil ikke være nogen ide i at bygge større enheder end dette. Der er heller ikke noget, der tyder på, at der sker øget korrosion på kraftværkskedlen ved direkte samfyring med halm, og heller ikke dette kan derved berettiggiggøre bygning af et LT-CFB anlæg til halm alene. Endnu foreligger der dog ikke

viden om mulige fremtidige begrænsninger i halmandel på kulfyrede værker med meget høje dampdata.

Da processen dog er påvist til at være meget brændselsfleksibel, kunne halm dog komme ind som brændsel sammen med f.eks. afgasset husdyrgødning. Ét typisk, stort fælles biogasanlæg kan kun levere en rest brændværdi på ca. 5 MW i det afgassede materiale. Da økonomiberegningerne i afsnit 7.5 viste, at der er stor rentabilitet i at bygge et 12 MW anlæg i forhold til et 6 MW anlæg, kunne den afgassede gylle fra ét biogasanlæg evt. suppleres med halm. Da der alligevel skal etableres et tørreanlæg til tørring af den afgassede husdyrgødning, vil der muligvis også kunne skabes god økonomi i at modtage våd kasseret halm, som halmvarmeværkerne ikke vil modtage. Et sådanne LT-CFB anlæg kunne derfor med fordel måske placeres i nærheden af et eksisterende halmfyret anlæg.

Da LT-CFB processen er velegnet til udnyttelse af den resterende brændværdi i afgasset husdyrgødning, vil den kunne afhjælpe biogasanlæggenes problemer med afsætning af deres restprodukt. Disse to teknologier er derfor ikke umiddelbart konkurrerende, men kan i stedet hjælpe hinanden. Da afgiftsreglerne p.t. desuden er sådan, at husdyrgødning der omsættes i et LT-CFB anlæg vil være afgiftsbelagt, imens det ved tilførsel til et biogasanlæg vil være afgiftsfritaget, er der også umiddelbart tale om en ulige kamp.

En økonomiberegning i [BioPress, 85-2006] anslår omkostningerne i et nyt stort fællesbiogasanlæg til at være ca. 64 kr/ton rå gylle ved en investering på 85 mill. kr. Tilsvarende giver beregningerne i [Glar Nielsen, 2006] for henholdsvis et 6 og 12 MW LT-CFB anlæg en omkostning på 50 og 39 kr/ton rå gylle med afgift og 26 og 16 kr/ton rå gylle uden afgift med en investering på 36 og 48 mill. kr. For LT-CFB anlægget er forudsat at det kan kobles på et eksisterende kraftværk. Umiddelbart synes LT-CFB teknologien derved alligevel økonomisk mere attraktiv trods afgiften.

Det der typisk vil gøre LT-CFB teknologien attraktiv for kraftværksselskaber eller industrivirksomheder er, at de med en relativt lav investering kan tilslutte et LT-CFB anlæg til deres eksisterende kraftvarmekedel og substituere dyrt fossilt brændsel med billigt, CO₂-neutralt affaldsbrændsel som husdyrgødning eller industrielle restprodukter. Da processen ydermere er meget brændselsfleksibel, kan anlægget tilføres skiftende brændsler afhængig af prisen og tilgængeligheden.

Udviklingen af LT-CFB processen er nu nået den meget svære nær-kommercielle fase, hvor der skal ske et skift fra nær 100% finansiering via offentlige støttekasser til nær 100% finansiering fra private selskaber. Energisektoren er en meget konservativ branche, og i disse år er det meget uvist, hvad prisen fremover vil blive på grøn el. Da der kræves et ret stor investering, er de private selskaber derfor meget tilbageholdende med at bygge de første anlæg med begrænset garanti, som skal give driftstimer og grundlag for at kunne levere de næste anlæg med fuld garanti. Det der kræves for at komme videre er derfor finansiering fra flere kilder for at sprede risikoen, gode forsøgsresultater, åbenhed og et ægte salgstalant.

9 Konklusion

Udgangspunktet for LT-CFB processen ved starten af ph.d. projektet var, at der var opbygget et 50 kW forsøgsanlæg, og via dette var konceptets grundide blevet bekræftet.

Det overordnede mål for ph.d. projektet var at komme skridtet videre fra teori og et lille forsøgsskala anlæg til opbyggelse af driftserfaringer og et stort vidensgrundlag og igennem opbygning af et 500 kW forsøgsanlæg komme nærmere på at bygge kommercielle fuldskala LT-CFB anlæg i MW klassen.

Ph.d. projektet gav markante bidrag til dimensioneringen, opbygningen og idriftsættelsen af 500 kW LT-CFB anlægget på DTU. Den første opstart af anlægget var meget forsinket i forhold til oprindeligt planlagt, men til gengæld viste der sig kun ganske få tekniske problemer med anlægget under de første forsøg. Procesmæssigt fungerede anlægget også nær det optimale. Selve anlægget var derfor en klar succes.

Der blev udført 3 korte, gode forsøg med 50 kW anlægget på svine- og hønsegødning samt halm, som udgjorde det primære dimensioneringsgrundlag for 500 kW anlægget. Disse indikerede LT-CFB processens store brændselsfleksibilitet, hvilket blev underbygget af de 4 forsøg med 500 kW anlægget med halm, svinegødning og 2 slags afgasset gylle fra biogasanlæg.

Forsøgene har vist, at halm, svinegødning og afgasset gylle effektivt kan omsættes i LT-CFB anlægget til en brændbar gas med en brændværdi på ca. 7 MJ/Nm³. Efter rensning med én eller to cykloner er produktgassens indhold af fine støvpartikler typisk omkring 10% af det oprindelige askeindhold i brændslet. Denne værdi forventes dog forbedret i fremtidige opskalerede anlæg, således at der med cykloner kan opnås 95% inerttilbageholdelse eller med posefiltre endnu højere tilbageholdelse i anlægget. Det er påvist, at 100% af bl.a. kalium og fosfor og ca. 70% af klorene fra brændslet kan holdes på fast form grundet den lave procestemperatur. Disse stoffer kan derved udskilles fra anlægget med asken, og grundet en høj koncentration af vigtige plantenæringsstoffer og lavt indhold af PAH forbindelser er asken velegnet som gødningsprodukt på landbrugsjord. Tungmetalindholdet er også under grænseværdierne i henhold til slambekendtgørelsen.

Hele 87-93% af brændslets brændværdi omsættes i anlægget til brændværdi i produktgassen, hvilket med opskalering forventes øget til over 95%. Tab af koks til cyclonasken har udgjort 3,6-10,5 energi% af indfyret effekt, men der er flere uafprøvede reduktionspotentialer foruden opskalering, der kan reducere dette tab.

Processen kører ekstremt stabilt med temperaturudsving på kun $\pm 2^{\circ}\text{C}$ i bedden målt over flere timers drift. Temperaturen er nem at styre ethvert sted i anlægget, og procesmæssigt har anlægget fungeret lige godt, hvad enten brændslet havde 12% aske (halm) eller op til 43% aske (afgasset gylle).

Ph.d. projektet har også bidraget til skitseprojektet af et 6 MW LT-CFB anlæg fyret med svinøgødning, hvor erfaringerne fra 500 kW anlægget er blevet omsat til en veldokumenteret beskrivelse af et teknisk troværdigt anlæg inkl. hjælpeudstyr. I skitseprojektet og i det udførte systemstudie er foretaget økonomiske beregninger, der viser, at sådanne anlæg vil være økonomisk attraktive for landmænd og investorer. Landmændene vil have mulighed for at komme af med deres husdyrgødning på en miljømæssig og økonomisk fornuftig måde, og derved få mulighed for at bibeholde eller øge deres husdyrproduktion og indtjening på trods af stigende miljøkrav. LT-CFB processen vil være velegnet til at supplere biogasanlæg ved at omsætte restbrændværdien i den afgassede gylle, hvorved fordelene ved begge typer anlæg kan opnås. Økonomisk vil LT-CFB teknologien dog også nemt kunne konkurrere med biogasteknologien om den rå husdyrgødning. Dette især såfremt den afgiftsfritagelse på husdyrgødningen og/eller den højere elsalgspris, der gælder biogasanlæg også kommer til at omfatte LT-CFB anlæg.

I løbet af ph.d. projektet er der opbygget en større, statisk partikelpopulationsmodel, der ved steady state bl.a. udregner massen og partikelstørrelsesfordelingen af inert og koks i et LT-CFB anlæg. Ved parametervariationer er indflydelsen af forskellige driftsparametre på f.eks. kokstabet undersøgt. Det bedste resultat af modelleringen har dog været en øget forståelse og indsigt i betydningen af de enkelte procesparametre og sammenhængen imellem dem.

Ph.d. projektets største bedrift har været bidragene til opbygningen af 500 kW anlægget, at få det til at virke og at producere fremragende forsøgsresultater. Dette har sammen med de øvrige bidrag banet vejen for at fortsætte udviklingen af LT-CFB processen imod etableringen af store kommercielle LT-CFB anlæg i MW klassen.

LT-CFB teknologien er meget lovende, og potentialet for forgasning af vanskelige bio- og affaldsbrændsler i Danmark er stort. For at bringe processen videre kræves på kort sigt etablering af et anlæg på 2-10 MW, placeret et sted hvor brændslet kan håndteres og produktgassen kan nyttiggøres. Dernæst drift i flere 1000 timer så eventuelle langtidseffekter kan afsløres, og der kan skabes basis for, at anlægsproducenterne tør give garanti ved etablering af fremtidige anlæg i ind- og udland.

10 Nomenklatur

Forkortelser

BFB	Boblende Fluid Bed
BM	Bedmateriale
CFB	Cirkulerende Fluid Bed
DFBT	Danish Fluid Bed Technology
HHV	Higher Heating Value, øvre brændværdi
KR	Koksreaktor
LHV	Lower Heating Value, nedre brændværdi
LT-CFB	Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed
MEK	Institut for Mekanik, Energi og Konstruktion på DTU
MR	Mellemreaktor
PC	Primærcyklon
PK	Pyrolysekammer
SC	Sekundærcyklon
TC	Tertiærcyklon
TDH	Terminal Disengagement Height

Symbolliste

Symbol	Enhed	Beskrivelse
A_{KR}	$[m^2]$	Tværsnitsareal af koksbed
A_{reak}	$[1/s]$	Præeksponentielle faktor for reaktantgas i kinetikudtryk
D_{50}	$[m]$	Skillediameter for cyklon, partikeldiameter hvor $eff = 50\%$
D_{cyk}	$[m]$	Diameter af cyklonsvøb
d_{koks}	$[m]$	Diameteren af kokspartikler
D_p	$[m]$	Diameter af partikel
$D_{reak}(T_{KR})$	$[m^2/s]$	Diffusionskoefficient for reaktantgas (funktion af $T_{KR}^{1,75}$)
$E_{a_{reak}}$	$[kJ/kmol]$	Aktiveringsenergi for reaktantgas i kinetikudtryk
F_0	$[kg/s]$	Total massestrøm af partikler tilført bedden
F_1	$[kg/s]$	Total massestrøm af partikler der tappes nenedud af bedden
F_2	$[kg/s]$	Total massestrøm af partikler blæst ud af bedden ved elutriation
F_{fin}	$[kg/s]$	Total massestrøm af fines der dannes ved nedslidning af partikler
G	$[m^2/s]$	Tyngdeaccelerationen
$K(R)$	$[1/s]$	Elutriationsfunktion, partikelandel der blæses ud af bedden (funktion af R)
k_{cyk}	$[m^{-1}]$	Cyklonkonstant, empirisk værdi
k_{slid}	$[m^3/kg \cdot s]$	Nedslidningskonstant, empirisk værdi
m_{koks}	$[kg]$	Massen af én kokspartikel med diameteren R_{koks}
MW_{gas}	$[kg/kmol]$	Molvægt af gasblanding
MW_{koks}	$[kg/kmol]$	Molvægt af koks
MW_{reak}	$[kg/kmol]$	Molvægt af reaktantgas
n_{reak}	$[-]$	Reaktionsorden for reaktantgas i kinetikudtryk

$p_0(R)$	[1/m]	Fordelingsfunktion af partikler tilført bedden
$p_1(R)$	[1/m]	Fordelingsfunktion af partikler i bedden
$p_2(R)$	[1/m]	Fordelingsfunktion af partikler der bliver blæst ud af bedden
$p_b(R)$	[1/m]	Fordelingsfunktion af partikler i bedden
$p_{fin}(R)$	[1/m]	Fordelingsfunktion af fines der dannes ved nedslidning
R	[m]	Radius af partikler
R_{diff}	[s/kg]	Reaktionsmodstand grundet grænselagsdiffusion
R_{gas}	[kJ/kmol·K]	Den universelle gaskonstant
R_{kin}	[s/kg]	Reaktionsmodstand grundet kinetik
R_{koks}	[m]	Radius af kokspartikler
R_{max}	[m]	Radius af de største partikler der betragtes
T	[s]	Tid
T_{KR}	[K]	Temperaturen i koksbedden
U_{cyk}	[m/s]	Gashastighed i cyklon
u_{KR}	[m/s]	Fribordshastighed i koksreaktoren
u_T	[m/s]	Terminalhastighed for partikler
\dot{V}_{gas}	[m ³ /s]	Gasvolumenstrøm igennem cyklon
W	[kg]	Total masse i bedden af kokspartikler
W_{bed}	[kg]	Total masse i bedden af alle typer partikler (koks+sand+aske)
X	[kg/s]	= $F_2 p_2(R)$, midlertidig størrelse der løses for
Y	[kg]	= $W p_1(R)$, midlertidig størrelse der løses for
Y_{reak}	[-]	Massefraktion af reaktantgas i gasblanding. <i>Reak</i> dækker over enten O ₂ , H ₂ O eller CO ₂ . Beregningerne foregår ens for disse tre gasser.
$Y_{reak.s}$	[-]	Massefraktion af reaktantgas ved kokspartikeloverfladen. <i>Reak</i> dækker over enten O ₂ , H ₂ O eller CO ₂ . Beregningerne foregår ens for disse tre gasser.
$Z(R)$	[m/s]	= dR/dt , radiusændring af partikler pr. tid som følge af forgasning m.m.
η_{cyklon}	[-]	Effektivitet af cyklon for partikeldiameter D_p
μ_{gas}	[kg/m·s]	Viskositet af gasblanding
ρ_{gas}	[kg/m ³]	Densitet af gasblanding
ρ_{koks}	[kg/m ³]	Densitet af kokspartikler
\dot{I}	[kg/s]	Total masseomsætning i bedden som følge af forgasning, nedslidning m.m.

11 Litteraturliste

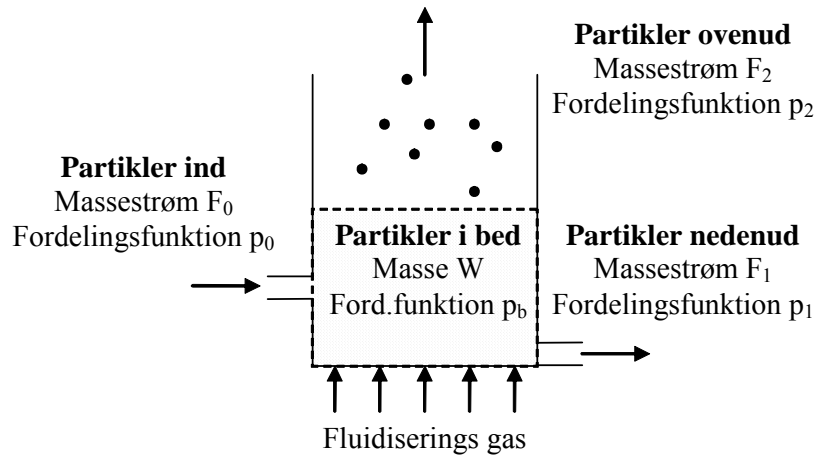
- [Arena et al, 1991] U.Arena, A.Malandrino and L.Massimilla: Modelling of circulation fluidized bed combustion of a char, The canadian journal of chemical engineering, 69, 1991
- [Bioaskebekendtgørelsen] Bekendtgørelse nr. 1636 af 13/12/2006 (gældende): Bekendtgørelse om anvendelse af aske fra forgasning og forbrænding af biomasse og biomasseaffald til jordbrugsformål (Bioaskebekendtgørelsen).
- [BioPress, 85-2006] BioPress: Dansk Bioenergi nr. 85, 2006
- [Brix Nielsen, 2004] Mads Brix Nielsen: Systemanalyse af gødningsbaseret energiproduktion ved brug af LT-CFB teknologien, eksamensprojekt ved MEK/DTU, 2004
- [Chen & Saxena, 1977] T.P.Chen and S.C.Saxena : Solids population balance for attrition in fluidized beds, Powder Technology, 18, Elsevier Sequoia S.A. 1977
- [Dansand, 2006] Hjemmeside: www.dansand.dk med datablad fra 16/11-06
- [DONG, 2006] Hjemmeside: www.dong.dk med data fra 14/09-06
- [Elsam, 2006] Samtale med Elsam 2006
- [Energistatistik, 2003] Energistyrelsen: Energistatistik 2003, udgivet nov 2004
- [Energistatistik, 2004] Energistyrelsen: Energistatistik 2004, udgivet nov 2005
- [EPR, 2006] Hjemmeside for EPR Ltd: www.epri.co.uk
- [Fødevareministeriet, 2005] Fødevareministeriet: Rapport fra arbejdsgruppen om afbrænding af fraktioner af Husdyrgødning, juni 2005
- [Glar Nielsen et al, 1999] R. Glar Nielsen, L. Tobiasen, H. Nygaard: Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed Forgasning, midtvejsprojekt (ET-MP99-01) ved Institut for Energiteknik, DTU, 1999
- [Glar Nielsen et al, 2005] Rasmus Glar Nielsen, Peder Stoholm (Danish Fluid Bed Technology), Mads Brix Nielsen (FORCE Technology), Nanna Nørholm, Simon Antonsen, Bo Sander (Elsam Engineering A/S), Jørn Krogh (Rica-Tec Engineering A/S), Ulrik Henriksen and Bjørn Qvale (DTU): The LT-CFB Gasifier — First Results From the 500 kW Test Plant, Oral presentation and paper OA1.3 in proceedings of 14th European Conference and Exhibition: Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Paris. October 2005.
- [Glar Nielsen og Nygaard, 1999] R. Glar Nielsen, H. Nygaard: Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed Forgasning, Forsøgsrapport, specialkursus ved Institut for Energiteknik, DTU, 1999
- [Glar Nielsen, 2002] Rasmus Glar Nielsen: Koksomsætning i LT-CFB anlæg, eksamensprojekt ved Halmfortet/MEK/DTU, MEK-ET-EP-2002-02, 2002
- [Glar Nielsen, 2005] Rasmus Glar Nielsen: Funktion, binding og udnyttelse af næringsstoffer i halm og husdyrgødning, specialkursusrapport udarbejdet under ph.d. forløb på KVL og DTU, 2005
- [Glar Nielsen, 2006] Rasmus Glar Nielsen: Udnyttelse af husdyrgødning til elproduktion, specialkursusrapport udarbejdet under ph.d. forløb, MEK/DTU, 2006
- [Gürbüz et al, 2004] Selen Gürbüz, Mads Brix Nielsen og Rasmus Glar Nielsen: The Low Temperature CFB Gasifier – 50 kW test plant results with chicken manure, DTU/MEK og DFBT, 2004
- [Hansen og Søltøft, 1980] L.A. Hansen og P. Søltøft : Kemiske enhedsoperationer, 4. udgave, Akademisk forlag København, 1980
- [Holt et al, 2004] Klaus Holt (Danti), Niels Ansø (Nordvestjysk Folkecenter for vedvarende energi) og Claus Ø. Sunesen (Danti): Termisk forgasning i Sydthy, Rapport udgivet med støtte fra Sydthy kommune og Mål-2 programmet under EU's regional- og socialfond i Viborg Amt, 2004.
- [Kunii og Levenspiel, 1991] D. Kunii og O. Levenspiel : Fluidization Engineering, second edition, Butterworth-Heinemann, 1991

-
- [Levenspiel et al, 1968] O. Levenspiel, D. Kunii and T. Fitzgerald : The processing of solids of changing size in bubbling fluidized beds, Powder Technology, 2, Elsevier Sequoia S.A. 1968
- [Miljøprojekt, 802-2003] Miljøstyrelsen: Miljøprojekt nr. 802, 2003 : Basisdokumentation for biogaspotentialet i organisk dagrenovation, bilag 4: DTU-Biogasmodel
- [Nikolajsen og Grotkjær, 1999] K. Nikolajsen og T. Grotkjær: CO-emission ved halmaffbrænding, Institut for Kemiteknik, DTU, 1999
- [NordPool, 2006] Hjemmeside www.nordpool.com , besøgt 9/10-2006
- [Nørholm et al, 2006] Nanna Nørholm og Bo Sander (Elsam Engineering), Jørn Krogh (Anhydro), Peder Stoholm og Rasmus Glar Nielsen (DFBT), Mads Brix Nielsen (FORCE), Ulrik Henriksen og Bjørn Qvale (MEK/DTU): LT-CFB forgasser – Skitseprojekt 5-10 MW anlæg, bilagsrapport under PSO projekt nr. 4833, 2006
- [Overturf & Reklaitis, 1983] B.W. Overturf and G.V. Reklaitis : Fluidized-bed reactor model with generalized particle balances – Part I: Formulation and solution, AIChE Journal (vol.29, no.5), 1983
- [Pis et al, 1991] J.J. Pis, A.B. Fuertes, V. Artos, A. Suárez and F. Rubiera: Attrition of coal ash particles in a fluidized bed, Powder Technology, 66, 1991
- [Ray et al, 1987] Y.C. Ray, T.S. Jiang and T.L. Jiang: Particle population model for a fluidized bed with attrition, Powder Technology, 52, Elsevier Sequoia S.A. 1987
- [Rubaek et al, 2006] Gitte H. Rubæk, Peder Stoholm & Peter Sørensen: Availability of P and K in ash from thermal gasification of animal manure, Poster og artikel præsenteret ved RAMIRAN konferencen i Århus 2006.
- [Sarbak og Tobiasen, 2001] L. Sarbak og L. Tobiasen: Avanceret forgasning i Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed anlæg, eksamensprojekt (EP-MEK-ET-2001-1) ved Institut for Energiteknik, DTU, 2001
- [Schmidt, 2005] Lovforslag fremsat Nov 2005 af fødevareministeren (Hans Chr. Schmidt): Forslag til Lov om ændring af lov om jordbrugets anvendelse af gødning og om plantedække.
- [Slambekendtgørelsen] Bekendtgørelse nr. 1650 af 13/12/2006 (gældende): Bekendtgørelse om anvendelse af affald til jordbrugsformål (Slambekendtgørelsen).
- [Statistikbanken] Statistikdata fra www.statistikbanken.dk forskellige årstal
- [Syddansk Universitet, 2000] Bioenergy department, University of Southern Denmark: Danish Centralised Biogas Plants – Plant Descriptions, BioPress 2000, <http://websrv5.sdu.dk/bio/pdf/rap2.pdf>
- [Thersites] Hjemmeside: <http://www.thersites.nl/> udgivet af Energy Research Centre of the Netherlands, ECN.
- [Turns, 2000] S. R. Turns : An Introduction to Combustion, 2nd edition, McGraw-Hill, 2000
- [Wu et al, 1999] Shu-Yii Wu, Jan Baeyens and Chen-Yeon Chu: Effect of the grid-velocity on attrition in gas fluidized beds, The Canadian journal of chemical engineering, volume 77, august, 1999
- [Xergi, 2006] Hjemmeside for Xergi og referencer for anlæg: <http://www.xergi.dk/media/lynggaard.pdf>
-

12 Appendiks A: Baggrundsteori for model

12.1 Partikelpopulationsmodelteori

I litteraturen peger langt de fleste publikationer indenfor modellering af fluid beds (bl.a. [Ray et al, 1987], [Overturf & Reklaitis, 1983] og [Chen & Saxena, 1977]) tilbage til [Levenspiel et al, 1968]. Den metode der er fremlagt i denne oprindelige artikel, er dermed basis for langt det meste modellering af fluid beds med partikelpopulationsmodeller, som er udført gennem tiderne og også i dag. Dette arbejde baserer sig også på denne artikel. Den grundlæggende teori, samt hvorledes denne er tilpasset LT-CFB forholdene, vil blive gennemgået i det følgende.



Figur 12.1 : Nomenklatur for steady state partikel populations model

Figur 12.1 viser det betragtede system: En boblende fluid bed, med en masse, W [kg], og størrelsesfordeling af partiklerne i bedden, p_b (en fordelingsfunktion kendetegnet ved at arealet under kurven er lig 1), en kontinuert massestrøm af partikler til bedden, F_0 [kg/s], en massestrøm af partikler ud af bedden ved bunden, F_1 , og elutriation af partikler fra bedden givende en massestrøm ovenud, F_2 . Fordelingsfunktionerne p_0 , p_1 og p_2 angiver størrelsesfordelingerne af partiklerne i disse massestrømme.

Der opstilles en generel massebalance for den boblende fluid bed :

$$\frac{dW}{dt} = F_0 - F_1 - F_2 - \dot{\Gamma} \quad (12.1)$$

Hvor $\dot{\Gamma}$ er den masse af partikler, der omsættes ved f.eks. forgasningsreaktioner eller nedslidning pr. sekund. I det følgende ses kun på stationære forhold og dW/dt sættes derfor lig 0, hvorved følgende ligning fås :

$$F_0 - F_1 - F_2 = \dot{\Gamma} = \left(\begin{array}{c} \text{total masseomsætning} \\ \text{i bedden pr. tid} \end{array} \right) = \sum_{R=0}^{R=R_{\max}} \left(\begin{array}{c} \text{omsætning fra størrelses} \\ \text{intervallet } R \text{ til } R + dR \text{ pr. tid} \end{array} \right) \quad (12.2)$$

Omsætningsleddet findes ved først at udregne antallet af partikler i intervallet R til $R+dR$:

$$N(R) = \frac{\text{Masse i interval}}{\text{masse pr. partikel}} = \frac{W p_b(R) dR}{\rho_p \frac{4}{3} \pi R^3} \quad (12.3)$$

Der ses på tidsintervallet Δt :

$$\begin{aligned} \left(\begin{array}{l} \text{omsætning i størrelses} \\ \text{intervallet på tiden } \Delta t \end{array} \right) &= \rho_p \left(\begin{array}{l} \text{antal partikler} \\ \text{i intervallet} \end{array} \right) \cdot \left(\begin{array}{l} \text{volumenændring af en} \\ \text{partikel på tiden } \Delta t \end{array} \right) \\ &= \rho_p \left(\frac{Wp_b(R) dR}{\rho_p \frac{4}{3} \pi R^3} \right) \cdot \left(\frac{dV}{dt} \Delta t \right) \end{aligned} \quad (12.4)$$

Antages dR meget lille, kan dV udtrykkes ved dR , og der reduceres og divideres med Δt :

$$\begin{aligned} dV &= 4\pi R^2 dR \\ \left(\begin{array}{l} \text{omsætning i størrelses} \\ \text{intervallet pr. tid} \end{array} \right) &= \rho_p \left(\frac{Wp_b(R) dR}{\rho_p \frac{4}{3} \pi R^3} \right) \cdot \left(\frac{4\pi R^2 dR}{dt} \right) = \frac{3Wp_b(R) dR}{R} \cdot Z(R) \quad (12.5) \\ \text{hvor : } Z(R) &= \frac{dR}{dt} \end{aligned}$$

Funktionen $Z(R)$ beskriver dermed samlet alle de bidrag fra forskellige fænomener, der har en indvirkning på partiklernes diameter over tid som f.eks. oxidation og forgasning. Da alle de betragtede fænomener i dette arbejde giver en reduktion af partikeldiameteren pr. tid, vil $Z(R)$ altid være et negativt tal.

I den tilgangsvinkel der benyttes her, antages den masseændring der sker som følge af bidraget $Z(R)$ at forsvinde ud af bedden, hvilket udmærket afspejler forholdene ved forgasning, hvor en partikelmasse bliver til gas, som blæser ud. Ved medtagning af nedslidning af partikler sker en diameterreduktion af de ”oprindelige” partikler og nogle nye små partikler dannes (i litteraturen: fines). Denne beregningsmetode tager ikke umiddelbart højde for dette, men det gøres ved at foretage nogle antagelser og tilføje nogle led til beregningsudtrykket som beskrevet i afsnit 12.2.

Ligning (12.5) indsættes i (12.2) og der integreres over alle partikelstørrelser:

$$F_0 - F_1 - F_2 = \int_{R=0}^{R=R_{\max}} \frac{3Wp_b(R)Z(R)dR}{R} \quad (12.6)$$

Der opstilles en massebalance for partiklerne i størrelsesintervallet R til $R+dR$, og det huskes at $Z(R)$ er et negativt tal, hvorved det sidste led skifter fortegn :

$$\begin{aligned} &(\text{partikler tilført bedden}) - (\text{partikler taget nedenunder}) - (\text{partikler blæst ovenud}) - \\ &\left(\begin{array}{l} \text{partikler der skrumper ud af} \\ \text{intervallet til en mindre størrelse} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{partikler der skrumper ind i} \\ \text{intervallet fra en større størrelse} \end{array} \right) - \\ &\left(\begin{array}{l} \text{massetab for partikler} \\ \text{indenfor intervallet} \end{array} \right) = 0 \\ F_0 p_0(R) dR - F_1 p_1(R) dR - F_2 p_2(R) dR - Wp_b(R) \frac{dR}{dt} \Big|_R + Wp_b(R) \frac{dR}{dt} \Big|_{R+dR} + \frac{3Wp_b(R)Z(R)}{R} dR &= 0 \end{aligned} \quad (12.7)$$

Elutriationen af partikler ud af bedden kan udtrykkes ved følgende typiske korrelation:

$$F_2 p_2(R) = K(R) \cdot Wp_b(R) \quad (12.8)$$

Hvor funktionen $K(R)$ [1/s] udover at være en funktion af R , også er afhængig af forholdene i bedden og empirisk bestemte konstanter. $K(R)$ er nærmere bestemt og omtalt i afsnit 12.3. (12.7) divideres med dR og $K(R)$ indsættes.

$$F_0 p_0(R) - F_1 p_1(R) - K(R) W p_b(R) + W \frac{d[Z(R) p_b(R)]}{dR} + \frac{3W p_b(R) Z(R)}{R} = 0$$

$$\Downarrow$$

$$F_0 p_0(R) - F_1 p_1(R) - K(R) W p_b(R) + W p_b(R) \frac{dZ(R)}{dR} + W Z(R) \frac{dp_b(R)}{dR} + \frac{3W p_b(R) Z(R)}{R} = 0$$

(12.9)

Antages fuldstændig opblanding i bedden, således at $p_b(R) = p_1(R)$, og foretages en partiel differentiering med hensyn til R , kan (12.9) omskrives til:

$$F_0 p_0(R) - F_1 p_1(R) + W p_1(R) \left[-K(R) + \frac{dZ(R)}{dR} + \frac{3Z(R)}{R} \right] + W \frac{dp_1(R)}{dR} Z(R) = 0$$

$$\Downarrow$$

(12.10)

$$\frac{dW p_1(R)}{dR} = \frac{F_1 p_1(R)}{Z(R)} - \frac{F_0 p_0(R)}{Z(R)} + \frac{W p_1(R)}{Z(R)} \cdot \left[K(R) - \frac{3Z(R)}{R} - \frac{dZ(R)}{dR} \right]$$

Løses der for den ubekendte størrelse $y = W p_1(R)$ fås:

$$\frac{dy}{dR} = \frac{F_1 p_1(R)}{Z(R)} - \frac{F_0 p_0(R)}{Z(R)} + \left[K(R) - \frac{3Z(R)}{R} - \frac{dZ(R)}{dR} \right] \cdot \frac{y}{Z(R)}$$

(12.11)

12.2 Nedslidningsteori

I litteraturen er foretaget mange eksperimentelle undersøgelser af nedslidning af partikler i fluid beds under et væld af forskellige forhold. Langt de fleste har simplificeret deres forsøg ved kun at måle på én partikelstørrelse og ét materiale (f.eks. 100 μm sandpartikler). Derved fremkommer de typisk med nogle beregningsudtryk, som ikke er generelt anvendelige. I [Wu et al, 1999] er foretaget et review over en del artikler omhandlende nedslidning, som tydeliggør, at der er næsten lige så mange forskellige beregningsudtryk og afhængige parametre, som der er forfattere ! Fælles for alle beregningsudtryk er, at de bliver korigeret med en eller flere eksperimentelt bestemte konstanter.

Da der ikke foreligger nogen forsøgsresultater omhandlende nedslidning af sand og kokspartikler under LT-CFB driftsforhold, har det været nødvendigt at foretage nogle antagelser. Radiusændringen pr. tid, som resultat af nedslidning, er derfor simpelt udtrykt i modellen ved en konstant:

$$\left. \frac{dR}{dt} \right|_{\text{nedslidning}} = k_{\text{slid}}$$

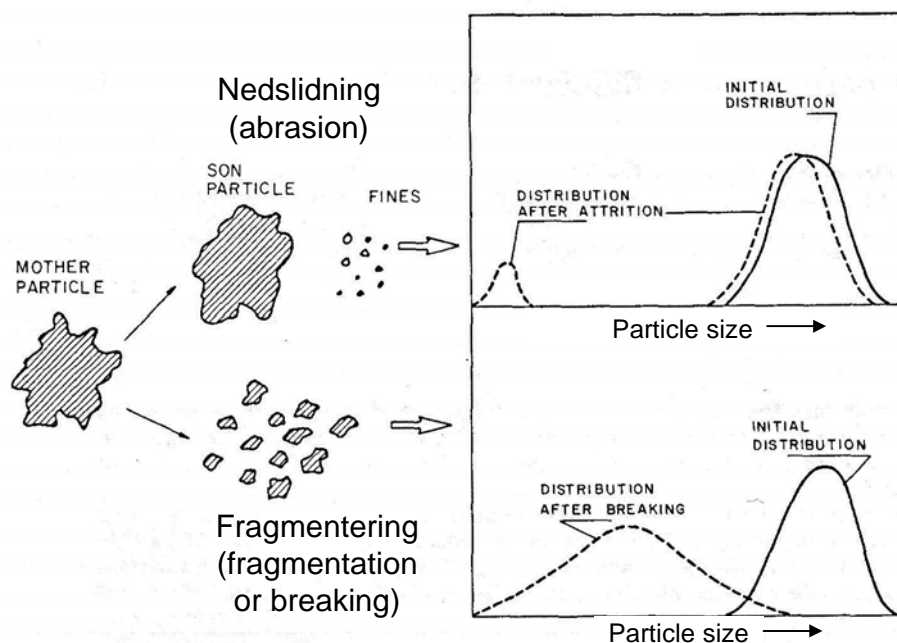
(12.12)

I modellen benyttes to konstanter for henholdsvis nedslidning af sand og kokspartikler ($k_{\text{slid.koks}}$ og $k_{\text{slid.sand}}$), som justeres i modellen således at massen af sand og koks i bedden ved ligevægt stemmer overens med forsøgsresultater. De fundne værdier er:

$$\begin{aligned} k_{slid.koks} &= 3 \cdot 10^{-9} \frac{m}{s} \\ k_{slid.sand} &= 1,2 \cdot 10^{-8} \frac{m}{s} \end{aligned} \quad (12.13)$$

12.2.1 Dannelsen af fines

Når en såkaldt ”moderpartikel” bliver udsat for mekanisk påvirkning (eng. attrition), kan den grundlæggende gå i stykker på to måder, som vist i Figur 12.2, nemlig ved *nedslidning* (eng: Abrasion) eller ved *fragmentering* (eng: Fragmentation or breaking). Ved *nedslidning* omdannes moderpartiklen til en lidt mindre ”sønpartikel” og noget afslidt støv (fines). Størrelsesfordelingskurven er karakteriseret ved at have to toppe. Ved *fragmentering* går moderpartiklen i flere mindre stykker, og fordelingskurven har stadig kun én top, men bliver mere ”flad”.



Figur 12.2: Nedslidning og fragmentering [Pis et al, 1991]

I denne model kigges kun på nedslidning og ikke fragmentering. Dette dels grundet et behov for afgrænsning, men også da de koks- og sandpartikler som der arbejdes med i LT-CFB processen, er meget mekanisk stabile, så nedslidningsmekanismerne regnes for værende dominerende. Den samme antagelse er set i adskillige andre artikler med lignende reaktorer.

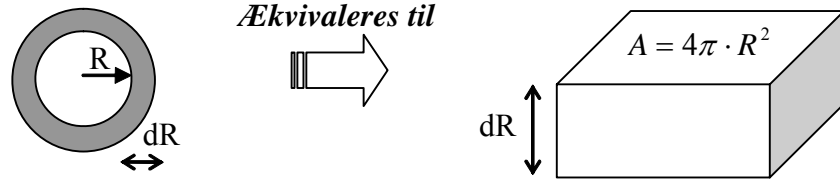
I flere artikler (f.eks. [Arena et al, 1991] og [Ray et al, 1987]) antages nedslidningen at danne fines med en given partikelstørrelsesfordeling, men hvor specielle regler gælder for disse fines (f.eks. kan de ikke slides yderligere). Moderpartikler slides indtil de når en fastsat nedre partikelstørrelse, hvorefter de overføres til fines kategorien.

I andre mere simple studier antages det simpelthen, at de producerede fines er så små, at de hurtigt vil blæse ud af bedden, og der regnes slet ikke på dem.

I denne model behandles fines, moder- og sønpartikler ens, og der foretages ikke nogen

opdeling imellem disse. Alle partikler er udelukkende karakteriseret ved deres radius, og der skelnes blot imellem sand og kokspartikler.

Massestrømmen af fines der dannes, F_{fin} , beregnes ved at foretage en differentiell forsimpning (Figur 12.3), der er rimelig, når dR antages lille i forhold til R . Ringen udtrykt ved dR er den masse, der slides af moderpartiklen i løbet af tidsrummet dt .



Figur 12.3: Beregningsgrundlag for massestrøm af fines

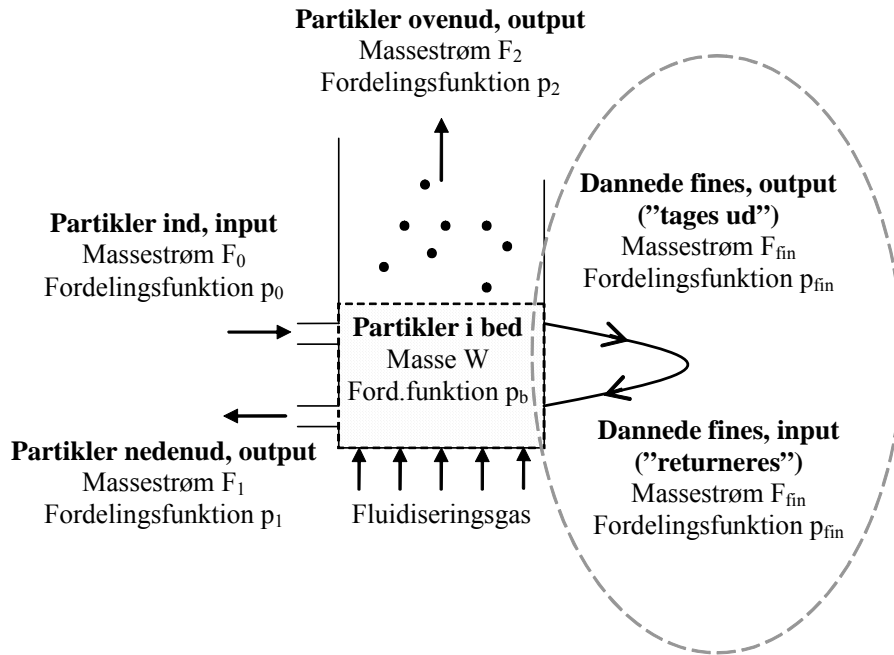
Massestrømmen kan derved beregnes vha. (12.12) som:

$$\begin{aligned} \left. \frac{dm}{dt} \right|_R &= 4\pi \cdot R^2 \cdot \frac{dR}{dt} \cdot \rho_{koks} = 4\pi \cdot R^2 \cdot k_{slid} \cdot \rho_{koks} \\ \Downarrow \\ F_{fin} &= \sum_{R_{min}}^{R_{max}} \frac{dm}{dt} = \int_{R_{min}}^{R_{max}} 4\pi \cdot R^2 \cdot k_{slid} \cdot \rho_{koks} dR \\ \Downarrow \\ F_{fin} &= \frac{4}{3} \pi \cdot (R_{max}^3 - R_{min}^3) \cdot \rho_{koks} \cdot k_{slid} \end{aligned} \quad (12.14)$$

Ligningen udtrykker derfor massen af en kokspartikel med diameteren R_{max} (da $R_{min} \ll R_{max}$) ganget med k_{slid} , som kunne udtrykkes som ”antallet af partikler der slides helt væk pr. sekund”.

Der foreligger ingen brugbare eksperimentelle data eller korrelationer for hvad størrelsesfordelingen af de dannede fines er fra nedslidning af sand og kokspartikler. Der er derfor blot antaget en logaritmisk middelfordeling af disse fines, så de typisk ligger imellem 5 og 100 μm , men fordelingsparametrene er varieret under simuleringerne.

Nedslidning håndteres i modellen via $Z(R)$ (fra ligning (5.1)), som håndterer radiusreduktionen af moderpartiklerne og F_{fin} og p_{fin} , som beskriver massestrømmen og partikelstørrelsesfordelingen af de dannede fines. Beregningsmæssigt bliver fines ”taget ud” af bedden, som et output fra modellen, men bliver med det samme ”returneret” som et input og behandles som de øvrige partikelstrømme. Dette er illustreret i Figur 12.4.



Figur 12.4: Illustrering af output og input af fines til bed

I modellen fås rimeligt beskedne værdier for massestrømmene af dannede fines i basisscenariet:

$$F_{fin.koks} = 2,3 \cdot 10^{-8} \frac{kg}{h}$$

$$F_{fin.sand} = 7,4 \cdot 10^{-11} \frac{kg}{h}$$

Størrelsesfordelingen af både sand og koks fines er valgt som en logaritmisk normalfordelingsfunktion liggende imellem 1 og 100 μm med en middel på 10 μm .

12.3 Elutriationsteori

Nogle partikler i en boblende fluid bed vil være så små og lette, at de under normale driftsbetingelser vil blive båret ovenud af bedden med gasstrømmen, hvilket kaldes elutriation. Ses på en reaktor med et uendeligt højt fribord, vil kun de partikler blive blæst ud, som har en terminal hastighed under fribordshastigheden. Terminal hastigheden for en givet partikel, er defineret som den hastighed hvormed liftet fra den opadstrømmende gas er lig med tyngdekraften på partiklen:

$$u_T = \frac{(\rho_{koks} - \rho_{gas}) \cdot g}{72 \cdot \mu_{gas}} \cdot R^2 \quad (12.15)$$

Den simple to-fase teori siger, at den gasmængde, der tilføres bedden over minimum fluidiseringshastigheden, u_{mf} , vil stige op igennem bedden i bobler. Når disse bobler når toppen af bedden, vil de give anledning til at bedmateriale slynges op i fribordet. Dette grundet følgende fænomener :

1. Boblerne sprænges ved bed overfladen grundet et højere tryk i boblen end i fribordet, hvorved den sandmængde, som befinder sig på toppen af boblen, slynges et stykke op i fribordet
2. I bunden af boblerne følger en slipstrøm af bedmateriale (eng. wake), som bliver slynget op i fribordet, når boblen gennembryder bed overfladen

3. Særligt kraftige splash af bedmateriale forekommer, når en mindre boble overhaler en større boble lige ved overfladen, da de forekommende tryk derved giver et stort lift til de respektive slipstrømme

Observeres fribordet over en boblende bed, kan disse fænomener let ses, hvor dog 1. og 2. ikke let kan skelnes fra hinanden, men hvor det kan ses, at 3. forekommer med jævne mellemrum og ikke ved hver boble.

Haves gasafgangen tæt på bed overfladen, kan bedmateriale blive ført med gassen som følge af disse splash fænomener, selvom terminal hastigheden for de givne partikler ikke er overskredet. Mængden af bedmateriale der til enhver given tid befinder sig i fribordet, vil aftage eksponentielt med højden over bed overfladen, og nå en konstant værdi givet ud fra terminal hastigheden, som beskrevet ovenfor. Højden hvor massestrømmen bliver konstant kaldes *Terminal Disengagement Height* (TDH). Denne afhænger af flere parametre og må bestemmes eksperimentelt. Forskellige regneudtryk fra litteraturen giver en stor spredning på udregningen af TDH.

I litteraturen findes flere regneudtryk, der angiver massestrømmen af bedmateriale i gassen over TDH. Selvom disse er foretaget ved meget forskellige parametervalg og typer af opstillinger, antages det muligt, at kunne beskrive tabet af bedmateriale fra koksreaktoren i LT-CFB anlægget som følge af elutriation, ved én af disse. I [Kunii og Levenspiel, 1991] er foretaget et review over forskellige beregningsmetoder og ét af disse er valgt ud, da det er bestemt under LT-CFB lignende forhold.

Den elutrierede massestrøm af f.eks. kokspartikler med radius R fra koksbedden udregnes i modellen som:

$$K(R) = \frac{A_{KR} \cdot \rho_{gas} \cdot u_{KR} \cdot 23,7 \cdot e^{-5,4 \frac{u_T}{u_{KR}}}}{W_{bed}} \quad (12.16)$$

Ved lejlighed bør der foretages eksperimenter til verificering af gyldigheden af dette udtryk under LT-CFB forhold.

12.4 Cyklonteori

I cykloner sker en separation af partikler fra gas. Denne separation er dog ikke ideel og en hvis andel af især de mindste og letteste partikler vil følge gassen ud af cyklonen. I litteraturen angives en cyklons effektivitet gerne ved en skillemeter, D_{50} , som angiver partikelstørrelsen for hvilken virkningsgraden er 50% for cyklonen. Skillemeteren er givet ved følgende ligning for f.eks. kokspartikler (kilde [Hansen og Søltoft, 1980]):

$$D_{50} = k_{cyk} \cdot \sqrt{\frac{\mu_{gas} \cdot D_{cyk}}{U_{cyk} \cdot (\rho_{koks} - \rho_{gas})}} \quad (12.17)$$

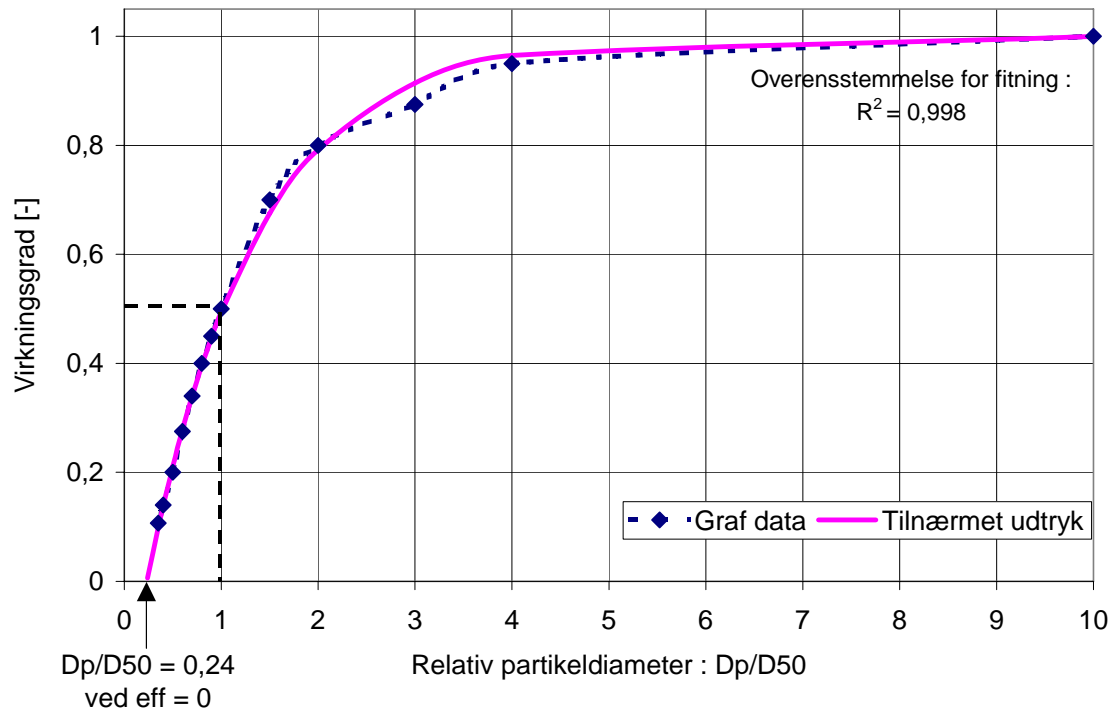
$$U_{cyk} = \frac{8 \cdot \dot{V}_{gas}}{D_{cyk}^2}$$

Cyklonkonstanten, k_{cyk} , opgives til $0,27 \text{ m}^{-1}$ for en standard cyklon i [Hansen og Søltoft, 1980]. Denne har dog vist sig betragteligt for lav da den giver for høje virkningsgrader for cyklonerne. For cyklonerne på 500 kW LT-CFB anlægget giver en cyklonkonstant værdi på ca. $4,73 \text{ m}^{-1}$ i højere grad resultater, der stemmer med måledata fra forsøgene.

Den udregnede størrelse U_{cyk} [m/s] angiver gashastigheden i cyklons tværsnit og som det fremgår, vil en øget hastighed forbedre cyklonvirkningsgraden. Ved en givet volumenstrøm af gas og fastlagte egenskaber for gassen bliver cyklonvirkningsgraden derfor udelukkende fastlagt ved diameteren af cyklonsvøbet. Sammenhængen imellem skillemeteren, D_{50} , og diameteren af cyklonen, D_{cyk} , er: $D_{50} \propto k \cdot D_{cyk}^{\frac{3}{2}}$. Ved en reduktion af cyklondiameteren med 20%, vil virkningsgraden eksempelvis blive forbedret med 16% fra f.eks. 75% til 87%. Tryktabet over cyklonen stiger dog med gashastigheden i anden potens, hvorfor det kan være nødvendigt at parallelkoble cykloner for at opnå den ønskede virkningsgrad i store anlæg, hvor et stort tryktab vil være fordyrende på andre måder.

Virkningsgraden som funktion af forholdet imellem partikelstørrelsen og skillemeteren er vist i Figur 12.5 hvor udtrykket i (12.18) er fittet til grafdata¹² fra [Hansen og Søltoft, 1980].

¹² Programmet SigmaPlot 3.0 er benyttet til fitning af konstanterne i udtrykket



Figur 12.5: Cyklonvirkningsgrad som funktion af partikeldiameter/skillediameter

$$\eta_{\text{cyklon}} = 1 - \frac{1,23}{2,43^{\frac{D_p}{D_{50}}}} \quad ; \quad \text{gyldig for } \frac{D_p}{D_{50}} \geq 0,24 \quad (12.18)$$

13 Appendiks B: Koksreaktivitet, tjære og pyrolyse

Dette afsnit behandler de fokuserende aktiviteter, der er foregået i løbet af PSO projekt nr. 4833 omhandlende LT-CFB processen indenfor emnerne pyrolyse og koksomsætning. Aktiviteterne har omfattet både makro-TGA forsøg, tjæreanalyser, modellering og beregninger. Medforfattere på dette afsnit er Ulrik Henriksen, MEK/DTU og Peder Stoholm, DFBT.

13.1 Koksreaktivitet

Koksomsætningen i LT-CFB forgasserens koksreaktor er af interesse af hensyn til forgasserens kapacitet, kokstab med asken osv. For at sammenligne forskellige brændslers koksomsætningshastighed er der gennemført makro-TGA forsøg på nogle af de anvendte brændsler. Undersøgelsen tager udgangspunkt i det rene brændsel og ikke i prøver fra koksreaktoren. Dette skyldes bl.a. analysetekniske forhold, idet koksprøverne fra LT-CFB forgasserens koksreaktor vil indeholde så meget uorganisk materiale (sand), at makro-TGA undersøgelsen kun vil have relativt lidt koks at måle på.

13.1.1 Proceduren for makro-TGA undersøgelsen

- Prøven består af koks, der på forhånd er pyrolyseret i en separat ovn. Dette foregår ved 600°C i en atmosfære bestående af flygtige pyrolyseprodukter og kvælstof.
- Prøven anbringes i makro-TGA reaktoren.
- Reaktoren opvarmes til 130°C i ca. ½ time, hvorved prøven tørres.
- Herefter opvarmes reaktoren yderligere, opvarmningsraten er 24°C pr. minut.
- Når den ønskede temperatur i reaktoren er opnået (800°C), holdes denne konstant i ca. ½ time for at opnå stabilitet.
- Under tørring, opvarmning og stabilisering tilledes kvælstof (1 liter pr. minut).
- Efter stabiliseringsperioden ændres kvælstofatmosfæren til en atmosfære af forvarmet forgasningsmiddel (100% vanddamp). Herved omsættes prøven.
- Når der ikke længere registreres fald i prøvens masse, ventes ca. ½ time hvorefter tilledning af forgasningsmiddel stoppes og der tilledes atter kvælstof (1 liter pr. minut). Samtidig slukkes for opvarmningen og temperaturen i reaktoren falder til stuetemperatur. Nedkølingen er ikke kontrolleret.
- Under nærværende forsøg er prøven anbragt i en flad digel, som er placeret i TGA reaktoren. Diglens diameter er ca. 96 mm og højden er ca. 15 mm.

13.1.2 Brændselsprøver

Der er undersøgt tre forskellige brændsler fra de tre forsøg med 500 kW LT-CFB anlægget i uge 9, uge 19 og uge 36-2005. Brændslerne er hvedehalm fra Kolindsund (knuste piller), rå svinegødning (piller) og afgasset svinegødning fra et biogasanlæg på Præstø (knuste piller).

Resultaterne er sammenlignet med tilsvarende resultater fra tidligere TGA undersøgelser. Der er ret forskelligt askeindhold i de tre brændsler. For at opnå nogenlunde ens mængde

forgasselig koks er koksprøverne af forskellig størrelse

Materiale	Koksprøvens vægt (gram)	Forgasset koks mængde (gram)
1) Halm fra Kolindsund	11,4	7,2
2) Rå svinegødning	15,07	6,1
3) Afgasset svinegødning	24,54	8,9

Tabel 13.1: Data for de undersøgte koksprøver

13.1.3 Koksomsætningshastighed

I den efterfølgende tabel ses koksomsætningshastigheden for de undersøgte prøver sammenlignet med data fra andre materialer.

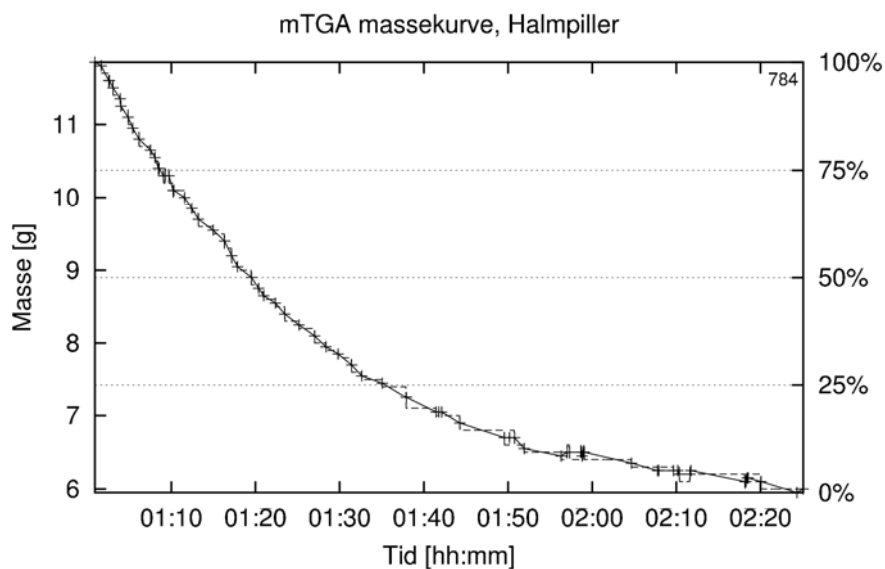
1) Halm Kolindsund	2) Rå svinegødning	3) Afgasset svinegødning	Hønse gødning¹³	Typisk træ
4,5	4,9	5,5	54	4-5

Tabel 13.2: Reaktivitet målt i makro-TGA (% pr.minut).

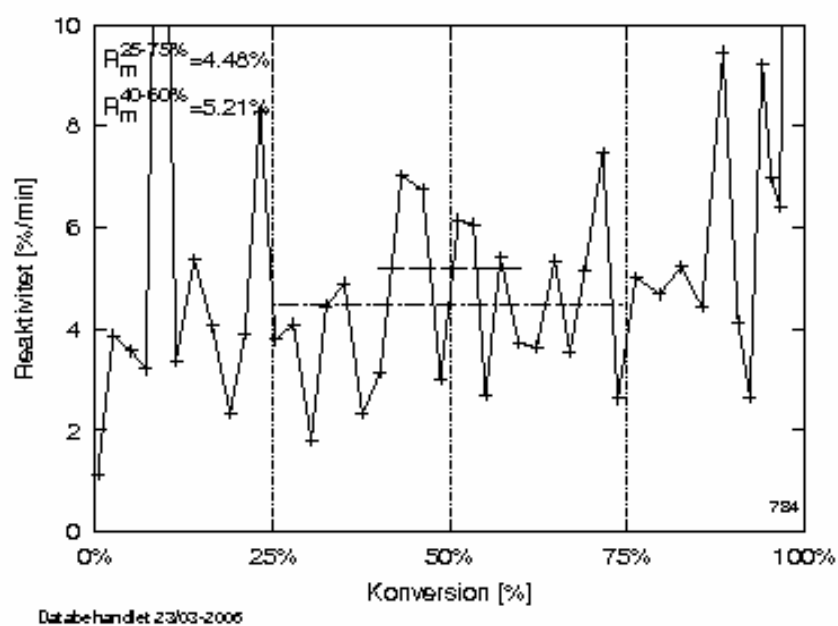
Det fremgår, at koks fra halm fra Kolindsund, rå svinegødning som afgasset svinegødning har et reaktivitetsniveau svarende til koks fra træ. Høsegødning har væsentligt højere reaktivitet. Sammenlignes reaktiviteter for gødning fra svin og høns kan forskellen formentlig findes i, at svinegødningsprodukterne er kraftigt udvaskede, hvorved katalytisk aktive stoffer er fjernet. Dette har ikke været tilfældet for høsegødningen, der ikke er udvasket.

På de nedenstående 6 figurer ses omsætningsforløbet af koksforgasningen for de tre brændselsprøver.

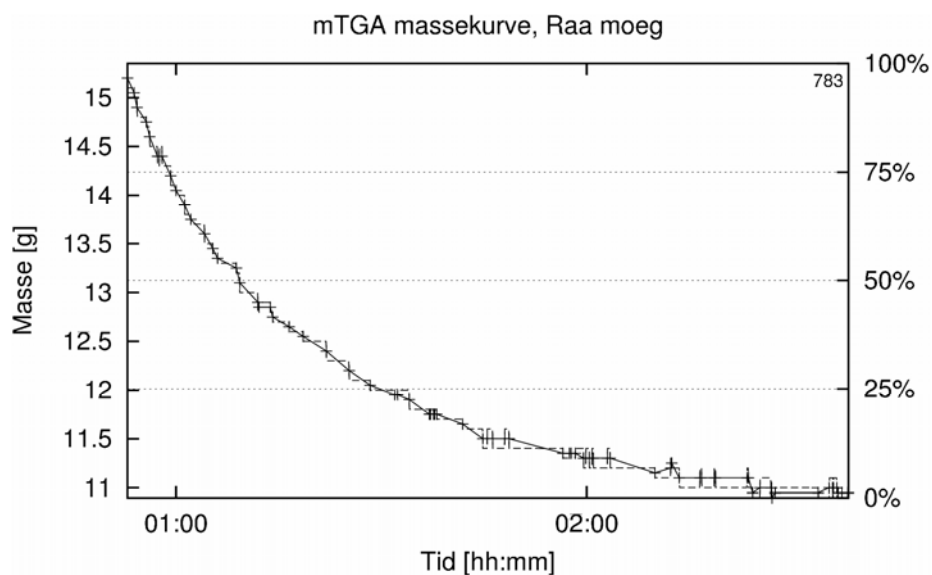
¹³ Kilde : [Gülbüz et al, 2004]



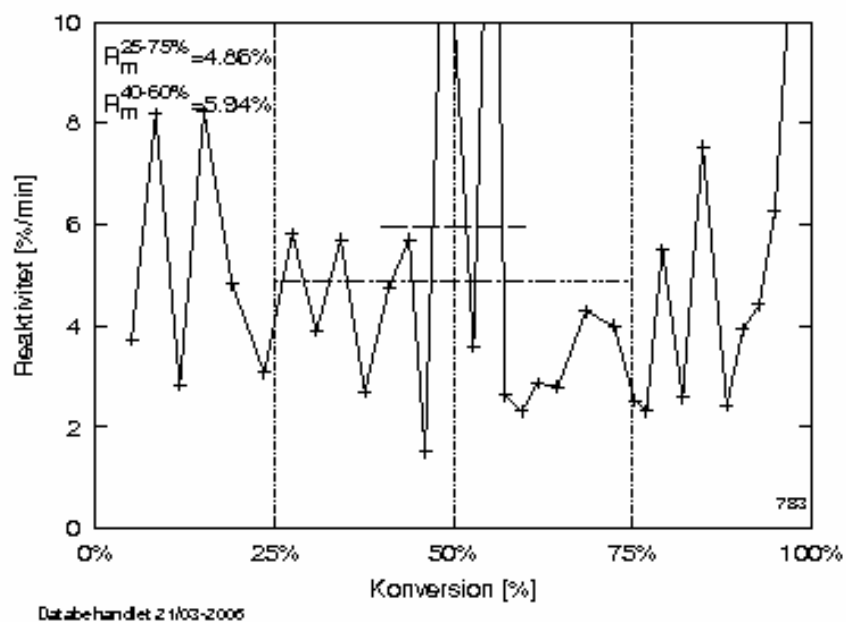
Figur 13.1: Massen af koks i makro-TGA reaktoren vises som funktion af tiden.
Koksprøven er fra 1) Halm fra Kolindsund.



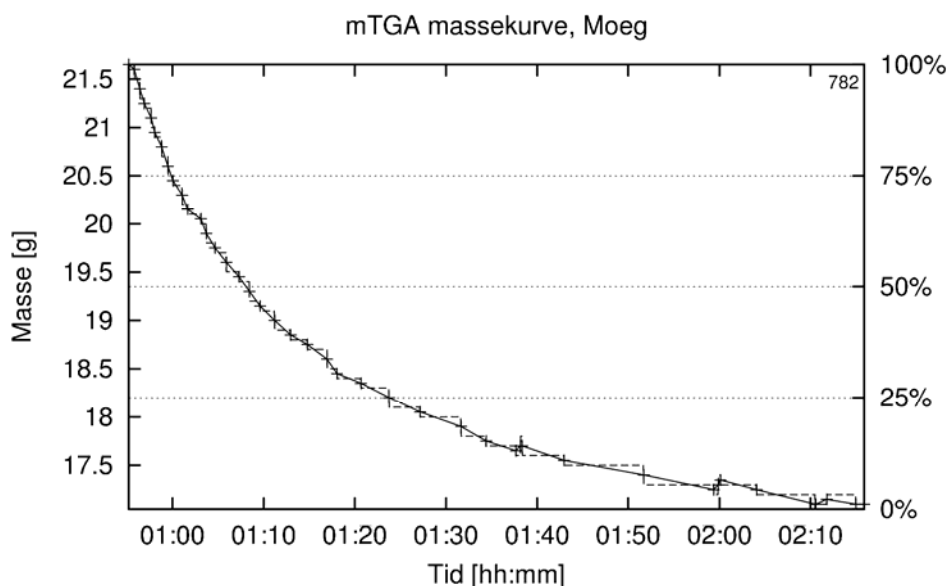
Figur 13.2: Reaktiviteten af koksprøven som funktion af omsætningsgraden.
Koksprøven er 1) Halm fra Kolindsund.



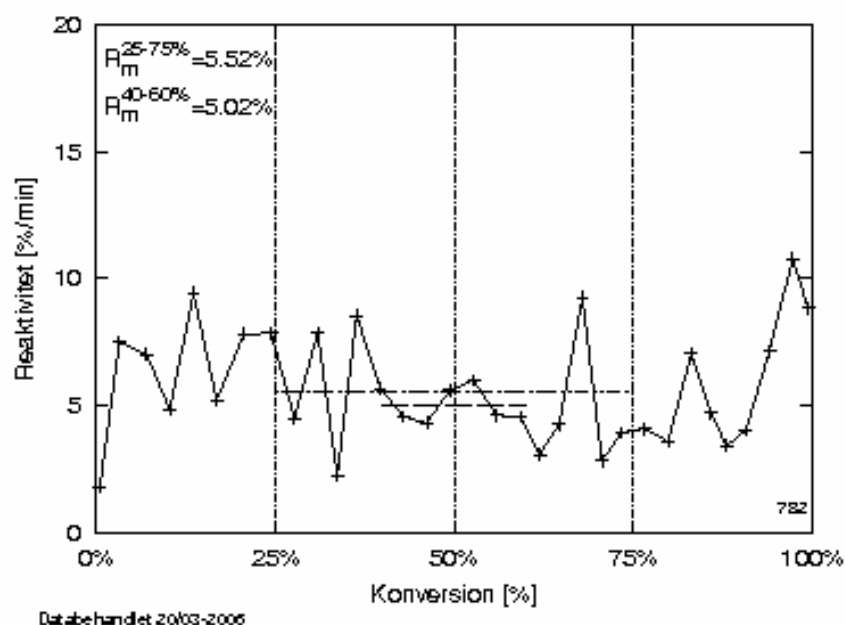
Figur 13.3: Massen af koks i makroTGA reaktoren vises som funktion af tiden.
Koksprøven er 2) Rå svinøgødnng.



Figur 13.4: Reaktiviteten af koksprøven som funktion af omsætningsgraden.
Koksprøven er 2) Rå svinøgødnng.



Figur 13.5: Massen af koksprøven i makroTGA reaktoren vises som funktion af tiden.
Koksprøven er 3) Afgasset svinegødning.



Figur 13.6: Reaktiviteten af koksprøven som funktion af omsætningsgraden.
Koksprøven er 3) Afgasset svinegødning.

Det fremgår, at reaktiviteten er ret konstant under forløbet. Dette indikerer, at masse- og stoftransport ikke har dominerende indflydelse på resultaterne.

Herudover viser forløbet, at der formodentlig ikke er de store katalytiske effekter, idet opkoncentreringen af de aktive stoffer da ofte vil resultere i, at reaktiviteten vil stige med omsætningsgraden. Den kraftige udvaskning af de to svinegødningsprøver kan forklare den manglende katalytiske effekt.

13.1.4 Askesintring

Sintringstendensen af de tre asker fra de tre makro-TGA forsøg er vurderet. Der er anvendt et simpelt stjernesystem, hvor pulver får nul stjerner og en total forglasning giver 4 stjerner.

1) Aske fra Kolindsund halm	2) Aske fra Rå svinegødning	3) Aske fra Afgasset svinegødning
2*	1*	0*

Tabel 13.3: Sintringstendensen for askerne fra de tre prøver ved 800°C

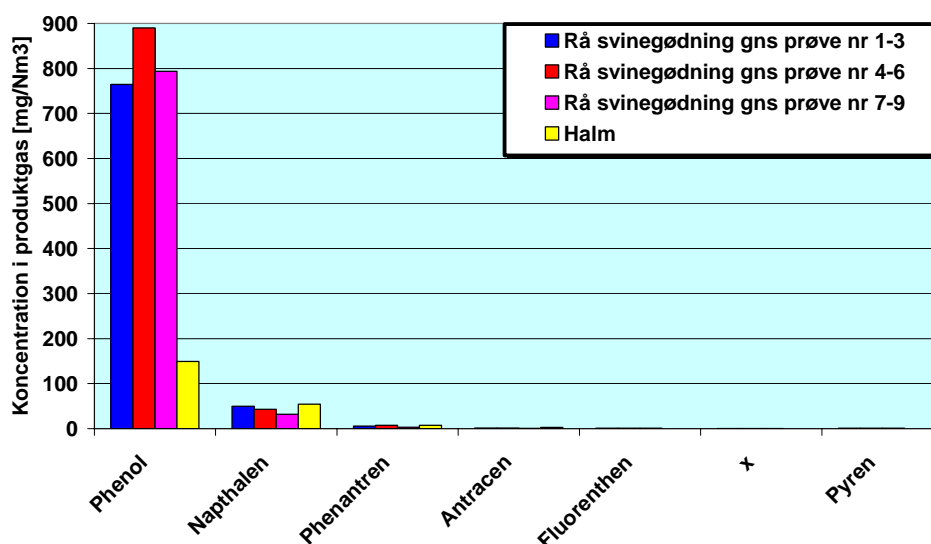
Det ses, at asken fra den afgassede svinegødning ikke sintrer overhovedet. Dette betyder at koksreaktortemperaturen under LT-CFB forsøg med dette brændsel, formodentligt kan hæves noget uden at introducere sintrings- eller agglomereringsproblemer. Tilsvarende gælder formodentlig også den rå svinegødning, men ikke for Kolindsund halmen.

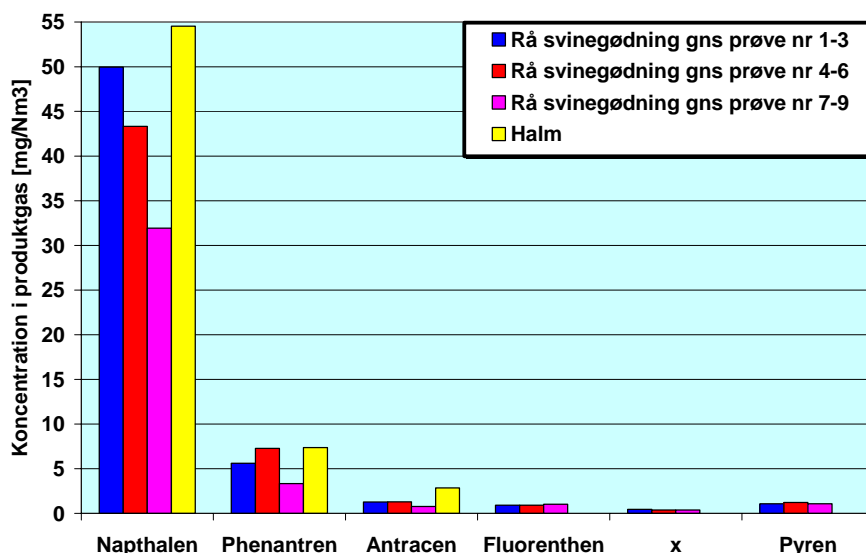
Det skal pointeres, at denne meget simple metode til vurdering af brændsels sintringstendenser kun viser tendenser, og ikke kan give svar på ved hvilke temperaturer sintring bliver problematisk under de aktuelle fluid bed procesbetingelser.

13.2 Tjæredugpunkt for LT-CFB produktgassen

Der er for to forsøg med halm og rå svinegødning på 500 kW LT-CFB anlægget foretaget tjæreanalyser ved hjælp af SPA metoden i 2005.

Resultaterne viser, som tidligere beskrevet, at tjæren hovedsageligt består af primære og sekundære tjærestoffer, samt lidt tertiær tjære. Dette svarer til, hvad der må forventes ud fra LT-CFB forgasserens temperaturniveau.





Figur 13.7: Resultater fra tjæreanalyser med 3 bestemmelser for svinegødning og én for halm. Den nederste graf er blot en forstørrelse af den øverste uden phenol.

Ved hjælp af et beregningsværktøj fra den hollandske forskningsinstitution ECN [Thersites] er der foretaget nogle simple tjæredugpunkt-beregninger. Dette viser, at tjæredugpunkterne ligger under 100°C. Hvis der i modellen indsættes tjæremængder, der er 10 gange de målte værdier, overstiger den beregnede tjæredugpunktstemperatur ikke 200°C.

Den anvendte SPA analysemetode registrerer ikke større polymeriserede, oxygenerede forbindelser. Andre analysemetoder, f.eks. tjæreprotokollen, har også vanskeligheder med disse stoffer, idet nogle formodes dannet under selve prøveudtagningen. Den bedste måde at finde tjæredugpunktet på er derfor at bestemme det direkte, men nærværende beregninger giver forhåbninger om at den virkelige gas har et tjæredugpunkt under 200°C.

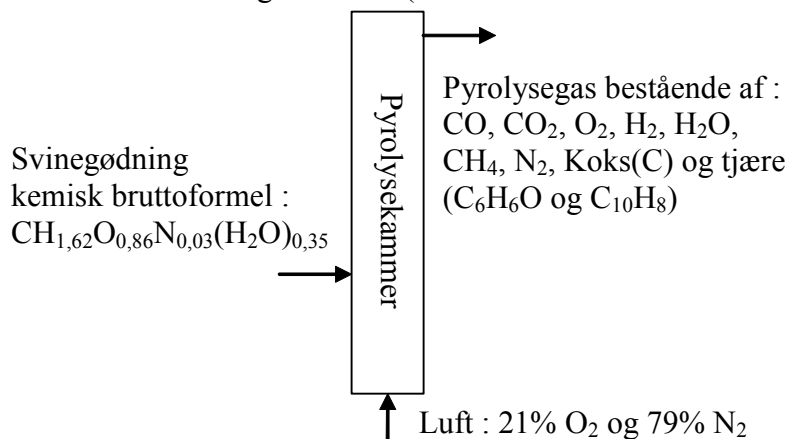
13.3 Beregning af pyrolysegassammensætning

Når brændslet indfyres i pyrolysekomoret i LT-CFB anlægget pyrolyserer det hurtigt, da det er neddelt til partikler med en maksimal størrelse på ca. 3 mm, og da der skabes en god termisk kontakt med det ca. 650°C varme sand, som bobler lige ved indfødningssporten. Den hurtige opvarmning sikrer en meget effektiv pyrolyse med en lille koksrest, og kun en relativ lav opholdstid er nødvendig for brændslet, førend det er pyrolyseret færdigt.

Da gasserne fra koksreaktoren tilføres pyrolysekomoret og benyttes som drivgas til at bære koks- og sandpartikler til primærcyklonen, bliver koksgassen og pyrolysegassen blandet sammen, og det er ikke muligt at foretage en gasanalyse af pyrolysegassen alene. Ud fra gasanalyser foretaget af koksgassen og den samlede produktgas samt en massebalance, er det dog muligt at give et estimat på koncentrationen af nogle af pyrolysegaskomponenterne.

I forbindelse med modelleringen er det vigtigt at kunne beregne en pyrolysegassammensætning, og en simpel model af pyrolysen er blevet opstillet og valideret/kalibreret med måledata.

Grundet den relativt lave temperatur i pyrolysekommeret og den korte gasopholdstid indstiller der sig ikke nogle kemiske ligevægte, som kan bruges i beregningerne. Det antages desuden, at der ikke foregår nogen gasfasereaktioner eller koksomsættende reaktioner. Modellen baserer sig derfor udelukkende på stofbalancer for C, H, O og N samt inputdata. Der er her, som eksempel, kun regnet på rå svinegødning som benyttet til 500 kW LT-CFB forsøget i uge 19 – 2005, hvor der ud fra brændselsanalysen er beregnet en kemisk bruttoformel på askefri basis, som angivet i Figur 13.8. Til bunden af pyrolysekommeret bliver tilført en meget beskeden mængde luft til fluidisering af sandet (normalt ca. 1% af brændselsinput).



Figur 13.8: Input og output til pyrolysekommer model

Pyrolysegas består af mange forskellige stoffer og forbindelser, og det er nødvendigt at foretage en afgrænsning. Herunder er vist de stoffer, som betragtes som output fra pyrolysen samt hvorvidt indholdet beregnes eller gives som input samt inputværdierne.

Stof	Status	Værdi	Kommentar
CO	Beregn	-	CO og CO_2 beregnes samlet via en stofbalance for C og O (to ligninger med to ubekendte).
CO_2	Beregn	-	
O_2	Input	0	Der antages ingen ilt i pyrolysegassen.
H_2O	Beregn	-	Al fugt i brændslet og en angivet molandel af H i brændslet danner damp, som ikke reagerer i pyrolysekommeret
H_2	Beregn	-	Beregnes eksplicit ud fra en stofbalance for H
CH_4	Input	12 vol% mættet	De korrigerede målte gasanalyse tal for CH_4 angiver en koncentration på ca. 8,5%. Som inputværdi bruges 12% for at tage højde for indholdet af højere kulbrinter.
N_2	Beregn	-	Alt N i brændslet og i den tilførte luft antages at danne N_2
Koks $\text{CH}_{0,3}$	Input	20/26,9 mas% våd	Koksresten efter pyrolysen angives for de to cases til henholdsvis 20 og 26,9 masse% (våd, askefri basis). Den dannede koks antages at have molbruttoformlen $\text{CH}_{0,3}$
Tjære	Input	4 mas% våd	Tjæren antages at bestå af 70% phenol ($\text{C}_6\text{H}_6\text{O}$) og 30% naftalen (C_{10}H_8) med totalindholdet 4% i gassen. Disse værdier er sat lidt højere end de målte værdier for at tage højde for indholdet af tungere ikke målte tjærestoffer.

Tabel 13.4: Betragtede stoffer fra pyrolysen

Resultaterne fra modellen er vist herunder hvor 2 cases er gennemregnet. Værdierne med fed er input parametre.

	Basis	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	CH ₄	N ₂	Koks	Tjære
Målt	vol% mættet	~29%	~24%	~10%	-	~8,5%	-	-	-
Beregnet case 1	vol% mættet	28%	22%	11%	2,4%	12%	23%	-	2,5%
	vol% våd	12%	9,5%	5%	58%	5%	10%	-	1%
	masse% våd	12%	15%	0,3%	36%	3%	10%	20%	4%
Beregnet case 2	vol% mættet	32%	27%	12%	2,4%	12%	11%	-	3,8%
	vol% våd	9,6%	8,2%	3,6%	71%	3,5%	3,2%	-	1,1%
	masse% våd	9%	12%	0,2%	43%	1,9%	3%	26,9%	4%

Tabel 13.5: Målt og beregnet pyrolysegassammensætning

Case	Luft kg/h	Koks%	H -> H ₂ O	H ₂ O sat%	CH ₄ %	Tjære%	naph/phe forhold	Koks formel
1	16	20%	0,29	2,4%	12%	4%	3/7	CH _{0,3}
2	3	26,9%	0,33					

Tabel 13.6: Beregningsforudsætninger for cases

Der er 5 parametre, som er holdt fast i de to cases, nemlig: H_2O sat% (indhold af vanddamp i gassen under mættede forhold ved 20°C), CH_4 % og $Tjære$ % i gassen, $naph/phe$ forholdet (tjæren antages at bestå af 30% C₁₀H₈ og 70% C₆H₆O) og *koksformlen* (antaget molformel CH_{0,3}).

Case 1 tager primært udgangspunkt i at ramme den målte gassammensætning mht. CO, CO₂ og H₂ ved justering af den tilførte luftmængde til pyrolysekammeret. Denne luft indgår i pyrolysen til dannelse af de forskellige gasser. Der finjusteres ved ændring af andelen af brint i brændslet der danner H₂O (H->H₂O, resten danner H₂). En god tilnærmelse opnås først ved en tilført luftmængde på 16 kg/h. Den målte gassammensætning er taget fra 500 kW forsøget fra uge 19 på rå svinegødning, hvor der blev indfyret 121 kg/h (askefri basis). Under dette forsøg blev der kun tilført ~2 kg/h luft til pyrolysekammeret.

I case 2 er koksandelen efter pyrolysen i stedet ændret og igen finjusteret med H->H₂O. Der kan kun opnås nogle generelt for høje værdier af CO, CO₂ og H₂, men omtrent det rigtige forhold imellem dem ved en koksandel på 26,9%. Denne værdi er i overkanten, af hvad der er forventet. Tidligere analyser og målinger på halm har vist en koksandel på kun 17% efter pyrolysen.

Andelen af brint i brændslet der danner H₂O (H->H₂O), er i de to cases blevet justeret til henholdsvis 29% og 33%. Dette er på samme niveau, som hvad der tidligere er målt i andre

forbindelser på DTU, men det har ikke været muligt at verificere dette nærmere.

13.3.1 Konklusion på pyrolysegassammensætningsanalyse

Konklusionen på denne analyse er, at det var muligt med en rimeligt simpel model at beregne en plausibel pyrolysegassammensætning. Der er opnået et godt grundlag for den videre modellering på pyrolyseområdet. Rent forståelsesmæssigt er opnået en bedre føling med betydningen og følsomheden af de forskellige parametre, i forbindelse med at disse er blevet systematisk varieret.

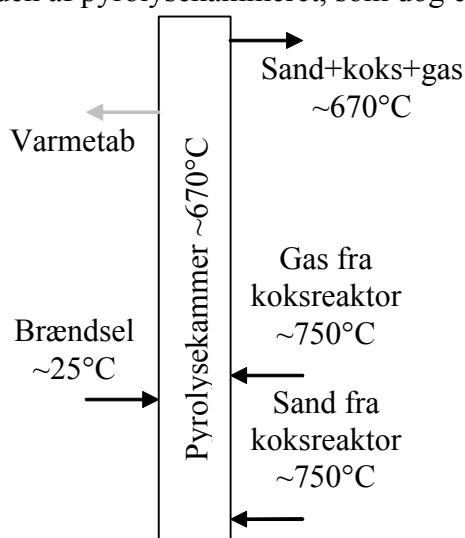
Det var ikke muligt at opnå god overensstemmelse imellem modelresultaterne og de korrigerede måleresultater, uden at nogle af parametrene måtte justeres udenfor de plausible intervaller. Forklaringen på dette er sandsynligvis en kombination af :

- *Usikkerhed på de målte (og korrigerede) værdier:* Da det ikke er muligt at måle direkte introduceres usikkerheder, som bliver ganget op (f.eks. for CH_4 og H_2)
- *Usikkerheder på brændselsanalysen:* Sammensætningen af rå svinegødning varierer meget og selv små ændringer giver store udsving på gassammensætningen.
- *Forsimplinger i modellen:* På grund af manglende måledata på kulbrinte området er der kun medtaget CH_4 , C_{10}H_8 og $\text{C}_6\text{H}_6\text{O}$, hvilket både sammensætningsmæssigt og mængdemæssigt introducerer væsentlige usikkerheder.
- *Manglende mekanismer:* Den simple model tager kun højde for få kemiske mekanismer og reaktioner, hvilket er en grov forsimpning af de virkelige forhold.

For at kunne opnå større troværdighed af pyrolysemodellen kræves primært flere målinger på kulbrinteområdet. Desuden generelt flere målinger ved forskellige driftsforhold af anlægget (temperaturer, last, brændsler etc.) for at pyrolysemodellen med større troværdighed kan verificeres og kalibreres og benyttes ved f.eks. opskalering af LT-CFB processen.

14 Appendiks C: Beregning af partikelcirkulationsrate

Der kan opstilles en energibalance for pyrolysekommeret (PK), og på basis af denne kan cirkulationsraten af sand igennem PK estimeres. Der er tidligere opbygget en computermodel af LT-CFB 50 kW anlægget¹⁴, som her er modificeret til forholdene i 500 kW anlægget. I Figur 14.1 er vist en skitse af LT-CFB pyrolysekommeret og de ind- og udgående energistrømme, der betragtes i energibalancen. Brændslet tilføres koldt og varmes i pyrolysekommeret op til $\sim 670^\circ\text{C}$, hvorved fugtindholdet fordamper og pyrolysen sker. Energiforbruget til dette bliver primært tilført ved at cirkulere sand igennem pyrolysekommeret, som er $\sim 750^\circ\text{C}$, når det tilføres. I afgangen fra pyrolysekommeret er en blanding af sand, koks og pyrolysegasser, som har opnået pyrolysekommertemperaturen. Derudover er der et varmetab, hvis størrelse er estimeret. Der tilføres en beskedne mængde fluidiserings/drivluft til bunden af pyrolysekommeret, som dog er negligeret i denne analyse.



Figur 14.1 : Energibalance for pyrolysekommer

Da det er ønsket at fastholde pyrolysekommer- og koksreaktortemperaturerne på givne niveauer, er det nødvendigt at justere den cirkulerende massestrøm af sand for at opnå stabile driftsbetingelser, når f.eks. et brændsel med et andet fugtindhold introduceres.

Ved at ændre modelinput er der udregnet de nødvendige massestrømme af sand, der er blevet cirkuleret i 500 kW anlægget under de 3 forsøg udført i løbet af 2005 med halm, svinegødning og afgasset gylle fra Præstø. I Tabel 14.1 er angivet data for brændslerne og den udregnede værdi for cirkuleret sandmassestrøm. For alle tre forsøg var der en temperatur i koksreaktoren og pyrolysekommeret på henholdsvis 750°C og 670°C . Der er antaget et varmetab på 10 kW fra både pyrolysekommer og koksreaktor.

¹⁴ Modellen er opbygget i programmeringssproget EES, og er beskrevet i [Glar Nielsen, 2002]

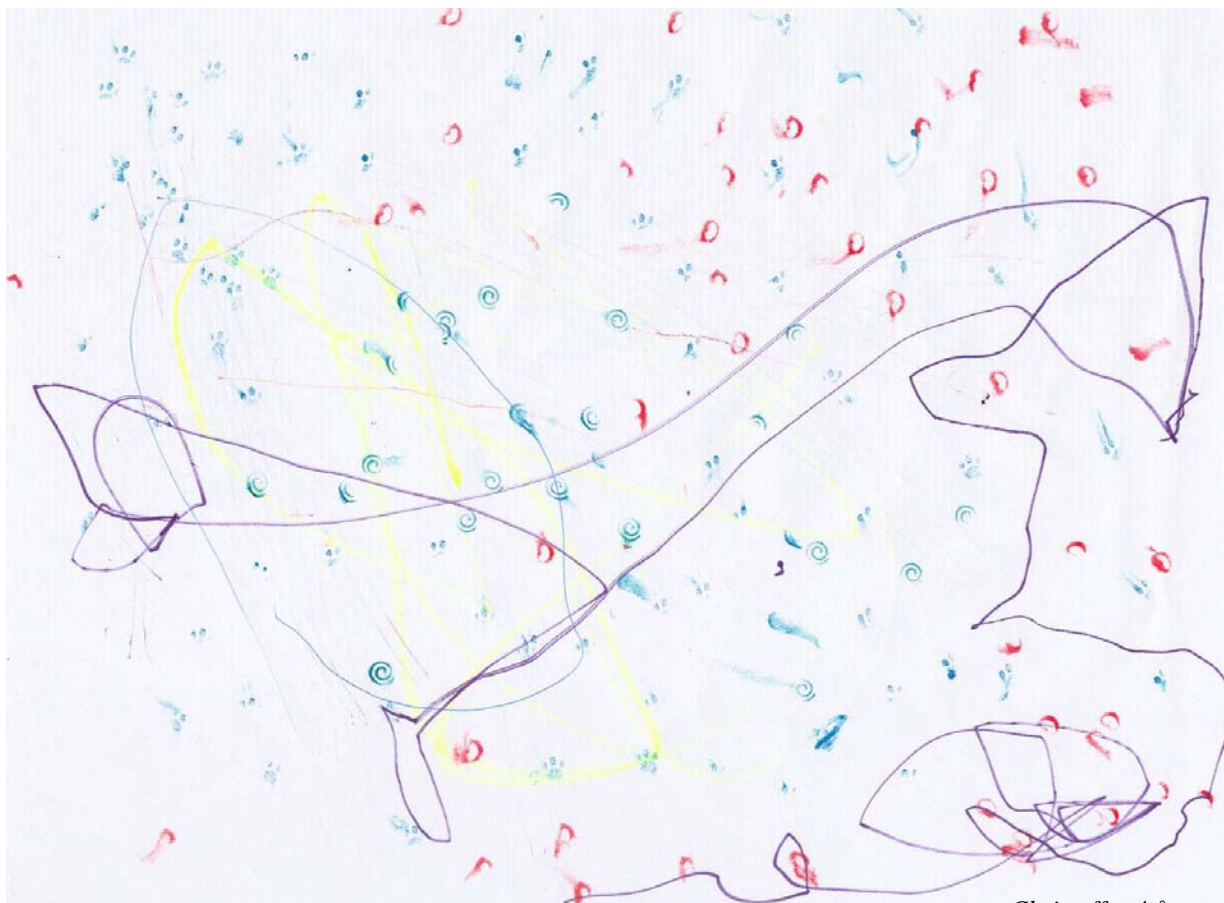
Brændselstype – forsøg	Brændsel	Aske%	Fugt%	Cirkuleret
Halm	110 kg/h	11%	8%	~2500 kg/h
uge 9	480 kW			5,2 kg/h pr. kW
Rå svinegødning	157 kg/h	23%	16%	~3500 kg/h
uge 19	552 kW			6,3 kg/h pr. kW
Afgasset svinegødning	230 kg/h	36%	18%	~4700 kg/h
uge 36	646 kW			7,3 kg/h pr. kW

Tabel 14.1: Modelinput og resultater for cirkuleret sandmassestrøm

Resultaterne viser en tydelig sammenhæng imellem kvaliteten/brændværdien af brændslet og den cirkulerede sandmængde. Desuden at anlægget er i stand til at fungere selv indenfor meget vide grænser mht. cirkuleret sandmassestrøm.

Disse resultater bruges direkte som input i partikelpopulationsmodellen (beskrevet i afsnit 5) og den cirkulerede massestrøm varieres for at undersøge indflydelsen på f.eks. kokstabet.

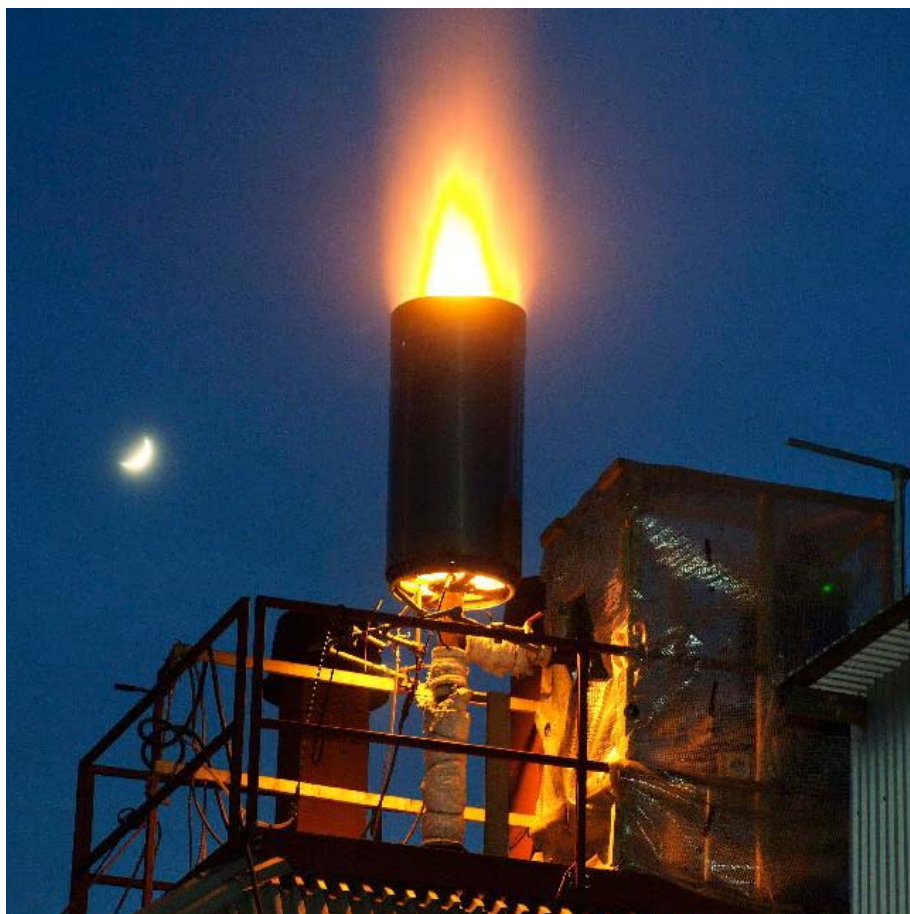
For fremtidige anlæg indikerer disse beregninger, at det er vigtigt under dimensioneringen, at tage højde for at sandcirkulationen kan antage værdier indenfor et stort span, såfremt der er tale om anlæg, der skal kunne modtage meget forskellige brændsler.



Christoffer 4 år



Tobias 2 år



Publication Reference Data:

Nielsen, R.G.

Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen
til biomasse med højt askeindhold.

Ph.d. Thesis

Technical University of Denmark, Dept. of Mech. Eng., Energy Eng. Section

January 2007

ISBN No.: 978-87-90130-15-2

Bilagsrapport

Til Ph.d. afhandlingen:

*Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid
Bed forgasningsprocessen til biomasse med højt
askeindhold*

Bilag 1: Slutrapport PSO-projekt nr. 3106

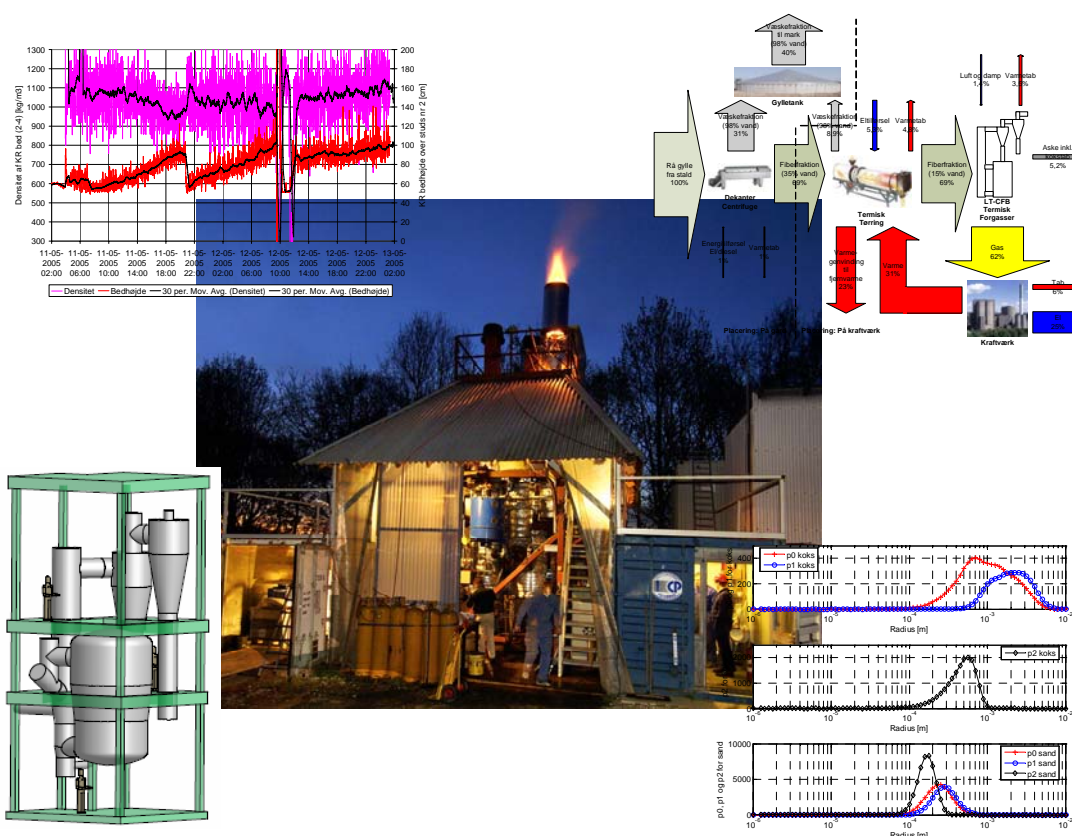
Bilag 2: Konferenceartikel, Amsterdam 2002

Bilag 3: Konferenceartikel, København 2003

Bilag 4: Konferenceartikel, Rom 2004

Bilag 5: Konferenceartikel, Paris 2005

Bilag 6: Programudskrift



Institut for
Mekanik,
Energi og
Konstruktion

MEK

Rasmus Glar Nielsen

Ph.d. afhandling

Januar 2007

Energiteknik

Forord

Dette er bilagsrapporten til Rasmus Glar Nielsens ph.d. afhandling med titlen: *Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen til biomasse med højt askeindhold.*

Ph.d. projektet er blevet udført på Halmfortet, sektionen for Energiteknik, MEK, DTU og i samarbejde med Danish Fluid Bed Technology (DFBT) ved Peder Stoholm.

Hovedvejleder har været professor Bjørn Qvale, MEK/DTU og medvejledere lektor Ulrik Henriksen, MEK/DTU og Peder Stoholm, DFBT.

Projektet blev påbegyndt 1. oktober 2003 og afhandlingen afleveret 26. januar 2007.

Tak til alle medforfatterne på disse bilag for det gode samarbejde, og for at jeg måtte vedlægge disse publikationer som bilag til min ph.d. afhandling:

Peder Stoholm,	<i>DFBT ApS</i>
Ulrik Henriksen og Bjørn Qvale,	<i>DTU / MEK</i>
Mads Brix Nielsen,	<i>FORCE Technology</i>
Jørn Krogh,	<i>Anhydro A/S</i>
Martin Wittrup Hansen, Bo Sander, Lars Wolff, Lasse Tobiasen, Nina Jensen, Nanna Nørholm og Simon Antonsen,	<i>DONG Energy</i>
Jesper Noes,	<i>Stirling.dk</i>
Lene Sarbæk og Selen Gürbuz,	<i>tidligere DTU/MEK</i>
Kai Richardt,	<i>tidligere Rica-Tec Engineering A/S</i>

Rasmus Glar Nielsen
26. Januar 2007

Indholdsfortegnelse

Bilag	Titel	Sidetal
1	<i>Afklaring af LT-CFB forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser samt bygning af 500 kW LT-CFB anlæg. Slutrapport PSO projekt nr. 3106</i>	1
	<i>Appendiks A til bilag 1: LT-CFB. Vurdering af anvendelsesmuligheder i kraftværkssektoren.</i>	76
2	<i>The Low Temperature CFB gasifier – Further test results and possible applications. Artikel fra Biomassekonferencen i Amsterdam 2002</i>	95
3	<i>The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW test plant. Artikel fra ECOS konferencen København 2003</i>	100
4	<i>The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW plant. Artikel fra Biomasse konferencen i Rom 2004</i>	109
5	<i>The Low Temperature CFB gasifier – First test results from the 500 kW test plant. Artikel fra Biomasse konferencen i Paris 2005</i>	114
6	<i>Programudskrift af partikelpopulationsmodel.</i>	119



Eltra PSO projekt nr. 3106:

**Afklaring af LT-CFB forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser,
samt bygning af 500 kW LT-CFB anlæg**

Slutrapport

Peder Stoholm og Rasmus Glar Nielsen, DFBT ApS
Martin Wittrup Hansen og Jesper Noes, FORCE Technology
Bo Sander og Lars Wolff, Elsam Engineering A/S
Kai Richardt og Jørn Krogh, Rica-Tec Engineering A/S
Ulrik Henriksen og Bjørn Qvale, DTU, MEK

December 2004

Forord

Det rapporterede projekt ”Afkłaring af LT-CFB forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser, samt bygning af 500 kW LT-CFB anlæg” er udført i perioden fra sommeren 2001 til december 2004. Dette med en støtte på i alt 6,45 mio. kr. fra ELTRA’s PSO-2001-program (projekt nr. 3106).

Projekt er gennemført af de følgende projektpartnere :

- Danish Fluid Bed Technology ApS (projektansvarlig)
- Biomasseforgasningsgruppen, MEK, Danmarks Tekniske Universitet
- FORCE Technology (tidligere dk-TEKNIK ENERGI&MILJØ)
- Rica-Tec Engineering A/S
- Elsam Engineering A/S (tidligere Tech-wise)

Deltagerne har primært været : Peder Stoholm og Rasmus Glar Nielsen (DFBT), Martin Wittrup Hansen og Jesper Noes (FORCE Technology), Bo Sander og Lars Wolff (Elsam Engineering), Kai Richardt og Jørn Krogh (Rica-Tec) samt Ulrik Henriksen og Bjørn Qvale (MEK, DTU).

Derudover har en lang række personer fra både PSO-projektpartnerne og andre firmaer og institutioner bidraget. Der skal rettes således en stor tak til : Claus Christiansen og Jesper Rasmussen (Rica-Tec), Lasse Tobiasen, Klaus Hjuler, Nina Jensen, Susanne Westborg (dk-TEKNIK), Nana Nørholm og Simon Antonsen (Elsam Engineering), Søren Houmøller (Force Technology), Claus Hindsgaul, Jesper Ahrenfeldt, Benny Gøbel, Brian Elmegård, Thorben Lyngbech, Steen Nielsen, Freddy Christensen, Lene Sarbæk, Selen Gurbuz og Mads Brix (DTU/MEK), Peter Arendt Jensen og Flemming Frandsen (DTU/CHEC), Jens Dall Bentzen (COWI), Thomas Koch (TK Energi), Henning Holm (Vemmetofte Grønt), Lasse Holst Sørensen (ReaTech), Ole Hede Larsen, (Elsam), Erik Winther (Energi E2), Helge Egsgaard, Mogens Kirkegaard og Finn Andersen (Forskningscenter Risø), Erik Hansen (UNI-TECH), Børge Jensen (Hasle-Isomax), Bent Pedersen (Bøgesø Maskinfabrik), Claus Wistoft (Kolind Halmvarmeværk), Arne Bækgaard, Klaus Holt, Niels Ansø og Claus Sunesen, m.fl. fra parallelt forløbende projekter vedrørende forbedret gyllehåndtering. Sidst men ikke mindst rettes en stor tak til Eltra’s PSO-ordning for den økonomiske støtte, men også til Lise Nielson, Henriette Hindrichsen, Fritz Luxhøi og Knut Berge for den store opbakning i øvrigt.

Udviklingsindsatsen vedr. LT-CFB forgasseren videreføres i Eltra PSO projekt nr. 4833, hvorfra der senere vil foreligge en videregående rapportering.

På projektpartnerne vegne, Peder Stoholm, DFBT

Resume

Projektet har omfattet en række aktiviteter, som alle sigter på at bringe LT-CFB forgasseren frem imod det kommercielle stadie. Dette med samfyring med halm og andre bio-brændsler på kraftværker som det primære mål. Aktiviteterne har primært været:

- Fokusering på de vigtigste detailfænomener og modellering
- Videregående forsøg med 50 kW anlægget på DTU
- Design, realisering og idriftsætning af et opskaleret 500 kW anlæg på DTU
- Vurdering af anvendelses- og placeringsmuligheder for et halmsamfyringsanlæg i kommerciel størrelse
- Vidensformidling gennem publicering og rapportering

De to førstnævnte punkter har genereret en øget forståelse og optimering af LT-CFB forgasserens delprocesser, ligesom såvel forsøgene med 50 kW forgasseren som en række gennemførte mere fokuserende aktiviteter danner grundlag for en igangværende modelleringsaktivitet, som vil blive fortsat i regi af dels PSO-projekt nr. 4833 og dels et Ph.d. projekt, som ligeledes med støtte fra ELTRA blev igangsat i efteråret 2003.

Forsøgene med 50 kW forgasseren har yderligere dokumenteret LT-CFB forgasserens store brændselsfleksibilitet. Der er således med stadig bedre resultater gennemført forsøg på dels 2 forskellige typer særdeles vanskelig halm og dels både svine- og hønsegødning. Varigheden af disse forsøg er tilsammen næsten 100 driftstimer, hvorunder der i alt er forgasset ca. 1 ton brændsel. De vigtigste succeskriterier har været driftsstabilitet, brændselsfleksibilitet, lavt kokstab, undgåelse af agglomering og belægninger samt effektiv tilbageholdelse af aske og især kalium på trods af meget simpel gasrensning.

Der er også blevet udarbejdet et notat, som nærmere vurderer LT-CFB forgasserens anvendelses og placeringsmuligheder. En deri nærmere belyst ca. 80 MW LT-CFB halm samfyringsforgasser vurderes at ville byde på en driftsøkonomi, der er favorabel i forhold til driftsøkonomien for en størrelsesmæssig tilsvarende separat halmkedel. Hvis der ”forsigtigt” ses bort fra den økonomiske betydning af nogle af de mulige LT-CFB fordele, kan løsningen dog næppe konkurrere med direkte samfyring af biomasse i eksisterende kedler. Via realiseringen af et 5-10 MW anlæg som næste skridt, skønnes et fuldskala LT-CFB halmsamfyringsanlæg at være realistisk inden for 7-8 år.

I samarbejde med sideløbende nordvestjyske projekter, er det endvidere sandsynliggjort, at LT-CFB forgasning af husdyrgødning ikke blot vil kunne bidrage med en både stor, effektiv

og CO₂-neutral energiproduktion, men også til en mindskelse af næringstoftudvaskningen fra landbrugssektoren.

Som et aktivitetsmæssigt hovedpunkt er der også blevet designet og realiseret et 500 kW LT-CFB anlæg på DTU. I forlængelse af bl.a. udglødning af 500 kW forgasserens ildfaste foring og et ”koldt” fluidiseringsforsøg er dette kapacitetsmæssigt 10 gange opskalede forsøgsanlæg netop blevet idriftsat med stor succes. Dette i første forsøg på en særdeles problematisk halm fra Kolindsund, blot med alm. kvartssand som bed-materiale og alligevel med overbevisende driftsstabilitet og performance.

Undervejs gennem projektet er det fundet hensigtsmæssigt også at gennemføre nogle aktiviteter, der rækker udover det oprindeligt planlagte, herunder:

- Fremskaffelse og tilberedning af halm til både idriftsætningsforsøget og det senere 500 kW forsøg i 2003 projektet.
- Et 50 kW (”skala-”) forsøg på denne halm.
- Design og hardwaremæssig opbygning af et moderne, men foreløbigt kun sikkerhedsorienteret PLC baseret kontrolsystem til 500 kW anlægget (så kun automatisering udestår forud for 2003 projektets 500 kW aktiviteter).

For øvrigt er der udenfor projektet gennemført:

- Det seneste 50 kW forsøg på hønsegødning og det tilsvarende samspil med især nordvestjyske aktører, som sigter på etablering af et ca. 5 MW husdyrgødningsfyret LT-CFB anlæg i (f.eks.) Hurup, Thy.
- Samspil med 2 nye LT-CFB relaterede DTU uddannelses- og forskningsprojekter.
- Div. tilløb til yderligere nye LT-CFB relaterede aktiviteter, og herunder bl.a. afklaring af mulighederne for produktion af bio-olie.

Endelig er der gennemført en lang række vidensformidlende aktiviteter, som ligeledes rækker ud over det planlagte.

Indholdsfortegnelse

1	INDLEDNING	6
1.1	BAGGRUND	6
1.2	PROJEKTINDHOLD	6
1.3	LT-CFB KONCEPTBESKRIVELSE.....	7
2	VURDERING AF ANVENDELSESMULIGHEDER	10
3	GENNEMFØRTE 50 KW FORSØG	12
3.1	BAGGRUND	12
3.2	BESKRIVELSE AF 50 kW ANLÆGGET	12
3.3	FORSØG MED 1995-HVEDEHALM	13
3.4	SKALAFORSØG MED 2002-HVEDEHALM.....	23
3.5	FORSØG MED SVINEGØDNING	28
3.6	FORSØG MED HØNSEGØDNING	32
3.7	OPSUMMERING AF KRITISKE RESULTATER FRA 50 kW ANLÆGGET.....	34
4	DESIGN, REALISERING OG IDRIFTSÆTNING AF 500 KW ANLÆGGET.....	36
4.1	INDLEDNING	36
4.2	PLACERING OG ANVENDELSE.....	36
4.3	PLANLAGTE FORSØG PÅ DTU.....	39
4.4	ANLÆGSDESIGN	40
4.5	FORGASSERDESIGN	42
4.6	BRÆNDSLSINDFØDNING	49
4.7	ØVRIGE HJÆLPESYSTEMER	50
4.8	REALISERING AF 500 kW ANLÆG.....	50
4.9	OPSTARTSFORSØG MED 500 kW ANLÆG	51
5	FOKUSERING OG MODELLERING	60
5.1	INDLEDNING	60
5.2	MODELLERING	60
5.3	FLUID DYNAMIK	63
5.4	PYROLYSE	64
5.5	KOKSKINETIK.....	65
5.6	ASKEOPFØRSEL	66
5.7	PARTIKELSEPARATION	67
5.8	K/CL TILBAGEHOLDELSE.....	67
5.9	SAMMENFATNING VEDR. FOKUSERING OG MODELLERING	68

6	FORMIDLINGSAKTIVITETER.....	69
7	VIDERE ARBEJDE.....	71
8	KONKLUSION	72
9	HENVISNINGER.....	75
APPENDIKS A.....		76
”LT-CFB. Vurdering af anvendelsesmuligheder i kraftværkssektoren.”		
Notat fra Elsam Engineering, maj 2004.		

1 Indledning

1.1 Baggrund

En væsentlig øgning af den biomassebaserede energiproduktionskapacitet i Danmark vil være nødvendig for at opfylde både de aktuelle og de mere langsigtede politiske intentioner. En stor del af brændselsgrundlaget vil være halm, som giver anledning til problemer i de hidtil kendte anlægstyper. Lignende problemer ses også i kedler og forgassere, der benytter andre vanskelige typer biomasse og affald, herunder også udenlandske brændsler, som det kan komme på tale at importere, og hvortil der senere vil kunne eksporteres dansk teknologi og knowhow.

Både i den aktuelle energi- og miljøpolitiske situation, og af hensyn til elværkssektorens fremtidige konkurrenceevne er det vigtigt, at der vil være adgang til at benytte de mest brændselsfleksible og omkostnings-effektive anlægstyper.

LT-CFB (Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed) forgasseren byder på en række markante fordele i forhold til tidligere kendte løsninger. De positive forventninger var forud for det aktuelle projekt blevet underbygget gennem indledende 50 kW forsøg med forgasning af halm med meget højt indhold af kalium og klor.

Udviklingen af LT-CFB forgasseren er tidligere blevet støttet med midler fra dels CO₂-puljen i 1999 og dels EFP-2000. Hovedaktiviteterne var henholdsvis bygningen og den indledende afprøvning af et 50 kW LT-CFB anlæg på DTU, MEK, hvor en række tilknyttede projekt-studerende har bidraget med en stor og værdifuld arbejdsindsats.

Forud for dette projekt forelå derfor et ønske om yderligere at undersøge konceptets duelighed igennem flere forsøg med 50 kW anlægget samt at fokusere på nogle af de vigtigste procesdetaljer for at opnå yderligere forståelse og optimering. Disse aktiviteter kunne derefter føre til realisering af et opskaleret anlæg.

1.2 Projektindhold

Det her rapporterede Eltra-PSO projekt nr. 3106 med titlen ”*Afklaring af LT-CFB forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser samt bygning af 500 kW LT-CFB anlæg*” indeholder følgende underemner :

- Fokuserende aktiviteter
- Procesmodellering
- Supplerende 50 kW forsøg på DTU
- Design og opbygning af et 500 kW LT-CFB anlæg på DTU
- Idriftsætning af 500 kW anlægget
- Vurdering af LT-CFB processens anvendelsesmuligheder

- Planlægning af videregående F&U aktiviteter
- Publicering/rejser
- Slutrapportering

Resultaterne og konklusionerne fra disse underemner vil blive gennemgået i de følgende afsnit. For flere af emnerne foreligger mere detaljerede baggrundsrapporter og notater, hvorfra de vigtigste resultater og konklusioner trækkes ud, idet der henvises til disse rapporter og notater.

1.3 LT-CFB konceptbeskrivelse

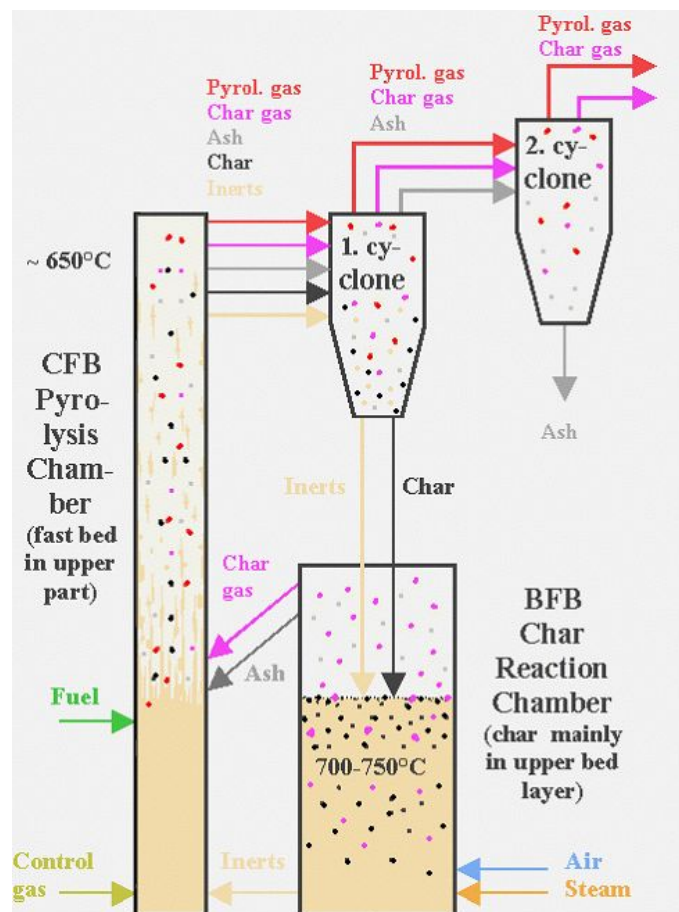
En foretrukket simpel version af LT-CFB konceptet vil her blive beskrevet overordnet. For yderligere oplysninger henvises til [Stoholm, 1998] samt tidligere udarbejdede rapporter.

Det grundlæggende princip i Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsanlægget er, at brændslet pyrolyseres og den resulterende koks forgasses særskilt, hvor hver proces er optimeret til formålet. Temperaturen af begge holdes så lav, at selv askekomponenter med lave smeltepunkter (f.eks. KCl) ikke vil smelte, og at de potentielt korrosive og belægningsdannende stoffer, forbliver på fast form og bundet til askepartiklerne.

Ved at udskille asken fra den producerede gas gøres gassen velegnet til afbrænding i både eksisterende og fremtidige moderne kraftværkskedler med en høj el-virkningsgrad til følge. Gassen kan også afbrændes i indirekte fyrede gasturbiner eller ved en forudgående mere effektiv rensning i motorer eller direkte fyrede gasturbiner.

Processen er meget brændsels-fleksibel og kræver blot at brændslet neddeles og ikke har for stort vandindhold. Sigtet er især brændsler

med en problematisk askesammensætning, men mere uproblematisk træ baserede brændsler kan også benyttes. Fokus har hidtil mest været rettet imod halm, men indledende forsøg er



Figur 1 : LT-CFB koncept beskrivelse

også gennemført på husdyrgødning og flere andre brændsler overvejes såsom husholdningsaffald, tørret spildevandsslam, kød- og benmel, o.l.

Brændslet findeles til en partikelstørrelse på maks. 3 mm og indføres via en snejl i pyrolysekommeret, hvor en boblende bed af ~650°C varmt sand og en inert atmosfære sørger for en hurtig pyrolyse, efterladende en lille koksrest indeholdende ca. 20% af den oprindelige masse, men godt 30% af brændværdien.

Grundet en høj gashastighed i pyrolysekommeret bliver de lette kokspartikler og en del af sandet båret op igennem pyrolysekommeret, og i en primær cyklon bliver gas og partikler separeret. Koksen og sandet bliver ledt ned i koksreaktoren, hvori den boblende bed, typisk består af min. 95 masse% sand/aske og max. 5% koks. Her tilføres luft og damp, som omsætter koksen til gas, som sammen med de fine askepartikler blæser ovenud af koksreaktoren og føres til pyrolysekommeret, hvor gassen er med til at skabe hastighed til cirkulering af sand og koks.

Askepartiklerne bliver ikke tilbageholdt af primær cyklonen, da de er for små og lette, og føres derfor med gassen til en mere effektiv sekundær cyklon, som separerer asken fra gassen. Asken ledes ned i en askebeholder, medens gassen kan føres ind i en kedel og afbrændes.

Fra koksreaktoren ledes sand til pyrolysekommeret til opvarmning af brændslet. Konceptet kan således energimæssigt hvile i sig selv, da varmen udviklet ved de exoterme processer i koksreaktoren benyttes til den endoterme pyrolyse i pyrolysekommeret. Koksreaktorens temperatur kontrolleres simpelt ved justering af luftstrømmen til bunden af koksreaktoren medens temperaturen i pyrolysekommeret kontrolleres ved justering af den cirkulerende strøm af partikler. Såfremt den luftstrøm, der kræves for at opretholde den ønskede temperatur i koksreaktoren ikke medfører en tilstrækkelig koksomsætning, kan der også tilføres en mindre strøm af vanddamp til bunden af koksreaktoren.

Partikelstrømmen og dermed pyrolysekommerets temperatur kontrolleres ved tilførsel af en iltfri gasstrøm til bunden af pyrolysekommeret (denne gasstrøm benævnes "kontrolgas" i figur 1). I 50 kW anlægget benyttes for lethedens skyld N₂ som kontrolgas, medens der i opskalerede anlæg (herunder 500 kW anlægget på DTU) i stedet vil blive benyttet luft og evt. vanddamp. For at undgå exoterme reaktioner i bunden af opskalerede anlægs pyrolysekamre tilføres den partikelcirkulationskontrollerende luftstrøm via en lille mellemreaktor, der sammen med de cirkulerende partikler afgiver en iltfri strøm af koksgas til bunden af pyrolysekommeret. På denne måde opnås også, at kontrolgassen bidrager effektivt til koksomsætningen. Mellemreaktoren er ikke vist i figur 1, men fremgår af beskrivelsen af 500 kW anlægget i kapitel 4.

Det er også væsentligt, at partikelrecirkulationen til pyrolysekommeret foretages fra bunden af koksreaktoren, idet dette kombineret med en lav fluidiseringshastighed i koksreaktoren øger tilbageholdelsen af især de relativt lette og skrøbelige kokspartikler i koksreaktoren. Prioriteringen af en lille koksrest opnået ved hurtig pyrolyse kombineret med den forbedrede kokstilbageholdelse giver mulighed for at opnå en effektiv koksomsætning ved væsentligt lavere temperatur end i en traditionel (én-kammer-) CFB forgasser.

Under koksomsætningen ved $\sim 730^{\circ}\text{C}$ vil problematiske stoffer, som klor og kalium i nogen grad gå på gasform, men ved den lavere temperatur i det stærkt partikelbelastede pyrolysekommer vil især gasformig K igen kunne binde sig til bl.a. de askepartikler der efterfølgende i høj grad fanges af sekundær cyklonen. På denne måde kan der uden problematisk rågaskøling både opnås en (separat) udskillelse af hovedparten af biomasseasken og en produktgas, der er fattig på korrosive og belægningsdannede stoffer.

2 Vurdering af anvendelsesmuligheder

Projektpartneren Elsam Engineering har skrevet et notat med titlen ”LT-CFB – Vurdering af anvendelsesmuligheder i kraftværkssektoren”, som findes vedlagt som bilag 1. Overordnet fremgår det at:

- På basis af de foreliggende eksperimentelle erfaringer med forgasning af to særdeles problematiske halmtyper, tørret svine- og hønsegødning og træ må LT-CFB konceptet formodes også at kunne anvendes til forgasning af andre organiske biomasse- og affaldsbrændsler.
- Blandt en række overordnede konceptuelle muligheder prioriteres samfyring på kraftværker i passende stor størrelse. Dette med simpel og evt. også mere effektiv rensning af LT-CFB gassen.
- Sigtet kan både være eksisterende og nye kul- og evt. naturgasfyrede værker om end sidstnævnte formentlig forudsætter, at der tilføres en (af produktgas-rensningen) begrænset strøm af korrosions-begrænsende additiv til kedlen, ligesom der skal forefindes udrustning til håndtering af de til kedlen tilførte partikler.
- En passende forgasserstørrelse vil være ca. 80 MW indfyret effekt, svarende til en halmmængde på ca. 19 t/h, hvilket på årsbasis modsvarer op til 125.000 tons.
- Et fuldskala LT-CFB anlæg skønnes at være realistisk inden for 7-8 år. Det står dog klart, at finansiel støtte til F&U og demonstrationsanlæg på 5-10 MW er en nødvendig forudsætning.

Med udgangspunkt i et foreløbigt 80 MW designstudie findes yderligere at:

- Koksreaktorens areal vil være relativt stort såfremt fluidiseringshastigheden ikke øges væsentligt i forhold til 50 kW anlægget tilsvarende hastighed. Der forudsættes således en hastighed på 1 m/sek, hvilket stiller krav til koksreaktorens udformning og/eller efterfølgende partikelrensning.
- Det kan blive et problem at finde plads til sædvanlige halmindfødningsporte på pyrolysekompartimentets forholdsvis beskedne omkreds.
- Forgasserens byggehøjde vil formentlig være bestemt af antallet af parallelle cykloner
- Budgetpris for et 80 MW indfyret anlæg for forgasning af halm er ca. 4 mio. kr./MW termisk, hvoraf forgasseren med kedeltilslutning udgør ca. 43 %.
- Elproduktionsprisen for såvel et optimistisk som et mere konservativt vurderet LT-CFB anlæg vurderes at være højere end for et (direkte) tilsatsfyret anlæg men lavere end for en separat, halmfyret kedel.

Mulige placeringer på 2 eksisterende Elsam-værker anvises.

Der forudsættes en gennemtestet, driftssikker og i øvrigt produktmodnet LT-CFB-forgasser ligesom det er underforstået, at anlægget vil operere i normal drift uden at have karakter af forsøgsanlæg. Der er endvidere forudsat, at kun cyklonrensning af LT-CFB gassen er nødvendig, samt at restprodukternes kvalitet ikke medfører en yderligere behandling.

Såvel støttebehovet som udviklingsrisici vil formentlig kunne minimeres ved at tilrettelægge udviklingsprocessen således, at der undervejs udvikles og demonstreres ét eller flere mindre anlægstyper med selvstændigt kommercielt perspektiv. Her kan det være interessant at fokusere på affaldsbrændsler, der kan fremskaffes til en væsentligt lavere pris end halm.

Etablering af et 5-10 MW pilotanlæg kan være første trin i udviklingen. I Elsam regi ville det være hensigtsmæssigt at placere et pilotanlæg i den størrelsesorden enten på Enstedværket eller på Studstrupværket, hvor der både er halm til rådighed og mulighed for at indfyre gassen på en kulfyret kedel.

Hovedkonklusionerne fra bilaget er endvidere medtaget i konklusionen i denne rapport.

3 Gennemførte 50 kW forsøg

3.1 Baggrund

Forud for dette Eltra-PSO-projekt nr. 3106 har der siden 1999 været udført 15 kortere forsøg på i alt 39 timer heraf 2 timer på træ og resten på halm (hvede 1995). Alle disse tidligere, såvel som de her omtalte forgasningsforsøg er udført med 50 kW LT-CFB anlægget på DTU.

Dette anlæg er blevet bygget i forbindelse med nogle DTU studenterprojekter og har sammen med forsøgene været finansieret af dels Energistyrelsens tidligere "CO₂-støtteordning" og dels EFP-2000 programmet. Disse tidlige forsøg har primært tjent som indkøring af anlægget, og der er blevet foretaget parametervariationer og målinger for at lære anlægget at kende og finde det optimale driftspunkt samt til eftervisning af konceptet mht. driftsstabilitet samt tilbageholdelse af klor, kalium og aske.

Under dette aktuelle PSO-projekt er der blevet udført, analyseret og rapporteret 5 yderligere forsøg med 50 kW anlægget. Forsøgene er kort anført i tabel 1.

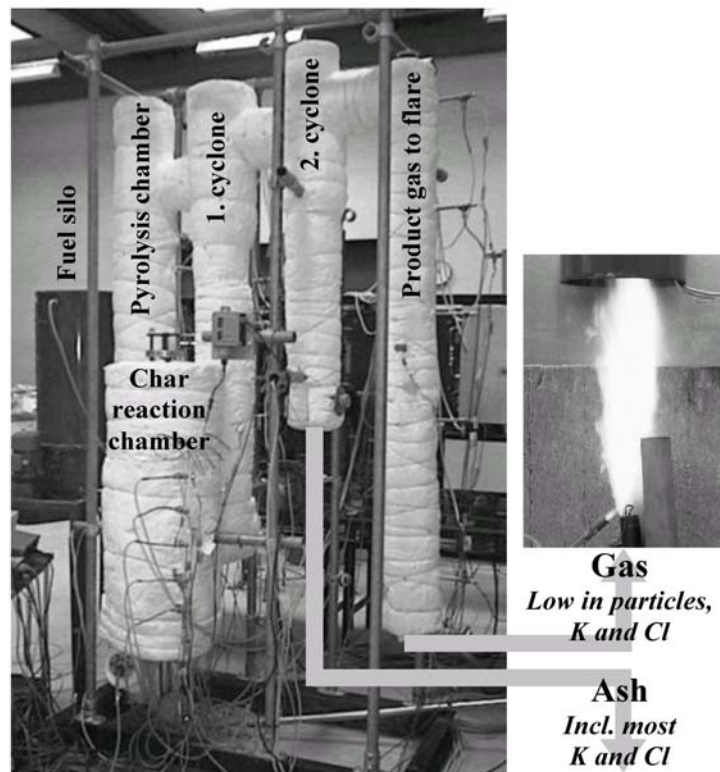
Titel	Brændsel	Dato	Varighed	Formål
24 timers forsøg	Halm DW95	27-29/05-01	24 timer	Langtidsdrift
13,5 timers forsøg	Halm DW95	29/01-02	13,5 timer	Koksomsætning
7,5 timers forsøg	Halm DW95	07/02-02	7,5 timer	Koksomsætning
Skalaforsøg	Halm DW02	30/10-02	10 timer	Reference på ny halm
Svinegødningsforsøg	Svinegødning	27/03-03	12 timer	Nyt brændsel

Tabel 1 : Udførte 50 kW forsøg under Eltra-PSO projekt nr. 3106

Derudover er der gennemført et to-delt forsøg omfattende i alt 15 driftstimer på gødning fra æglæggende høns i foråret 2004. Dette sidste forsøg er ikke en aftalt del af PSO projekt nr. 3106, og forsøget omtales kun i grove træk til sidst i den følgende gennemgang.

3.2 Beskrivelse af 50 kW anlægget

Anlægget blev konstrueret i 1999 som led i et midtvejsprojekt på DTU af 3 studerende [Glar Nielsen et.al., 1999]. Dette finansieret af Energistyrelsens tidligere "CO₂-støtteordning". Formålet med anlægget var eksperimentelt at eftervise LT-CFB konceptets duelighed mht. tilbageholdelse af primært kalium i en separat askestrøm under stabil drift (for yderligere koncept beskrivelse se afsnit 1.3). Figur 2 viser et billede af anlægget kort tid efter konstruktion med et billede af en typisk gasflamme fra én af de første forsøg.



Figur 2 : 50 kW LT-CFB anlægget på DTU

Anlægget består af (fra venstre imod højre) en brændselssilo, pyrolysechamber, primær cyklon, sekundær cyklon og en målestrækning efterfulgt af en fakkeltil afbrænding af gassen. Den lidt tykkere beholder forrest i billedet er koksreaktoren. Asken udskilles via en ventil til en beholder under sekundær cyklonen. Sand og koks cirkuleres til koksreaktoren under primær cyklonen via "et øvre L-ben" og primært sand udtages ved bunden af koksreaktoren og bliver via et "nedre L-ben" ledt til pyrolysechamberet.

Anlægget er udstyret med 26 temperatur- og trykmålestudse samt et udtag fra koksreaktoren og fra gasafgangen til måling af gassammensætningen. Temperaturerne og gassammensætningen (H_2 , CO , CO_2 , O_2 , CH_4) bliver automatisk logget på en PC hvert minut imens trykmålingerne bliver aflæst vha. et webcam, som f.eks. hvert 10. minut tager et billede af en stor U-rørs manometertavle. Fra toppen af koksreaktoren kan udtages prøver af bed-materialet i forskellige niveauer med en til formålet udviklet multi-kop-probe.

3.3 Forsøg med 1995-Hvedehalm

Der blev under dette projekt udført 3 forsøg med hvedehalm fra høsten i 1995. Disse forsøg supplerede hinanden og vil derfor her blive beskrevet under ét. Det drejer sig om 24-, 13,5- og 7,5-timers forsøgene.

3.3.1 Formål

Forud for nærværende projekt havde alle forsøg på 50 kW anlægget været af kortere varighed. Der var blevet målt en vis ophobning af kalium i bed-materialet, som påvirkede

tilbageholdelsen af kalium i systemet. Det var derfor ønskeligt at foretage et længerevarende forsøg, som kunne afsløre hvorvidt der ville indstille sig en ligevægt mht. kalium indhold i bed-materialet, og hvorledes dette ville påvirke kalium tilbageholdelsen i cyklonasken.

Formål for 24 timers halm forsøget 27-29. maj 2001

At køre stabil drift i 24 timer for at opnå steady-state mht. indhold af kalium i bed-materialet.

Tabel 2 : Formål for 24 timers forsøget

Udover dette hovedformål blev der også målt ophobning og tilbageholdelse af klor og calcium m.m. samt målt kokstab til cyklonasken, gassammensætning etc.

Analyser af bed-materialet viste at der efter 24 timers drift ikke var nået et konstant indhold af kalium i bed-materialet. Forsøget forløb desuden med en utilstrækkelig koksomsætning og et stort kokstab. Derfor blev der planlagt et forsøg i forlængelse af dette, hvor alt bed-materiale blev genbrugt fra 24 timers forsøget og driftsparametrene blev ændret. Forsøget blev afgrænset til 13,5 timer, da det derved kunne køres over ét skift.

Formål for 13,5 timers halm forsøget 29. januar 2002

At køre stabil drift i 13,5 timer for at opnå steady-state mht. indhold af kalium i bed-materialet og samtidigt sikre en tilstrækkelig koksomsætning.

Tabel 3 : Formål for 13,5 timers forsøget

Under 13,5 timers forsøget viste koksomsætningen sig at være tilstrækkelig for opnåelse af processtabilitet, og forsøget forløb planmæssigt. Dog viste kokstabet til cyklonasken sig stadig at være for højt. Det blev derfor valgt at foretage endnu et forsøg kort tid efter med fokus på at sikre et lavt kokstab. Bed-materialet blev igen genbrugt fra tidligere, så ophobningen af bl.a. koks og K i bed-materialet kunne følges. Dette forsøgs længde blev begrænset af at den type halmpiller (hvede 1995), som var blevet benyttet til alle de tidligere forsøg, var ved at slippe op og kun levnede mulighed for 7,5 timers indfødning.

Formål for 7,5 timers halm forsøget 7. februar 2002

At køre stabil drift i 7,5 timer med et lavt kokstab og tilstrækkelig koksomsætning og fortsætte imod opnåelse af steady-state mht. ophobning af kalium i bed-materialet.

Tabel 4 : Formål for 7,5 timers forsøget

Som de følgende afsnit viser, lykkedes det at reducere kokstabet markant ved en tilstrækkelig koksomsætning samt at opnå et stabilt indhold af kalium i bed-materialet. Belastningen var dog ca. 10 % lavere ved 7,5 timers forsøget end ved de øvrige forsøg

Halmen der blev benyttet til disse tre forsøg var den samme som til alle de tidligere halmforsøg med 50 kW LT-CFB anlægget. Denne halm har et højt indhold af kalium og klor, og kan derfor betragtes som værende et "worst-case" eksempel. Der blev benyttet ø6 mm halmpiller uden additiver eller bindemiddel, som blev neddelt til flager af maks. 3 mm tykkelse.

	Fugt	Aske	Kalium	Klor	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(tør)	(tør)	(målt øvre, rå)
Hvedehalm 1995	8,7%	6,7%	1,8%	0,8%	16,9 MJ/kg

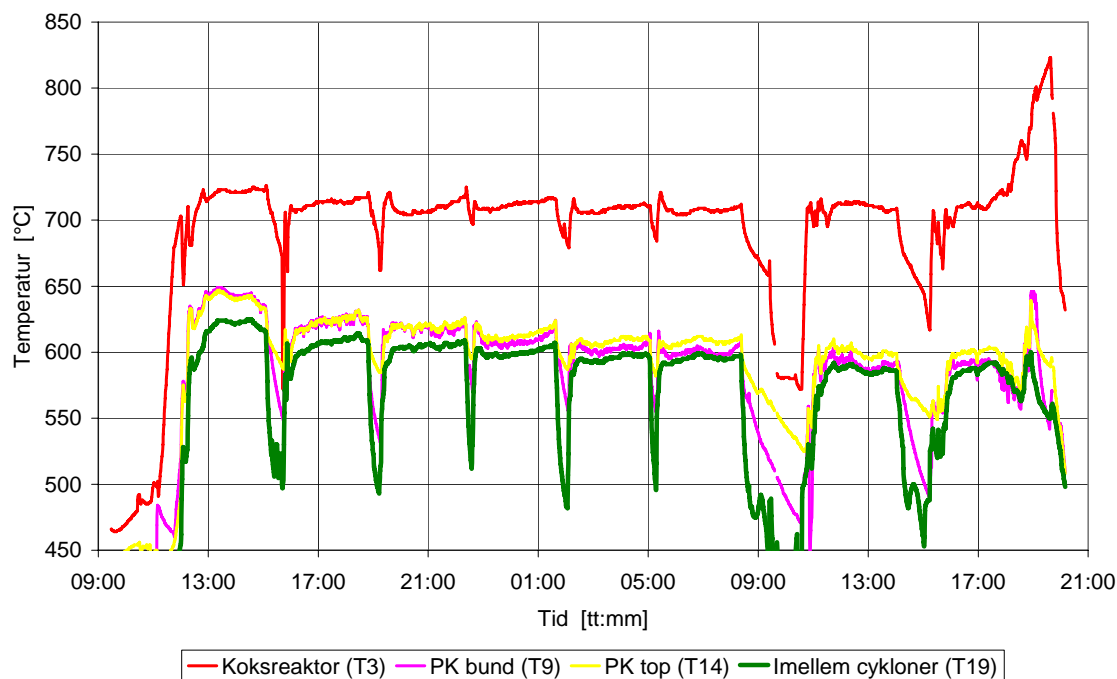
Tabel 5 : Analysedata for benyttet hvedehalm 1995

Bed-materialet der blev påfyldt forud for 24 timers forsøget var almindeligt kvartssand uden additiver. Alt bed-materiale blev genbrugt til de næste forsøg, og der blev kun suppleret med rent sand for at kompensere for udtagne prøver og tab af bed-materiale, hvilket var beskedne mængder.

3.3.2 Forsøgsbeskrivelse

Alle forsøg på 50 kW anlægget starter med en påfyldning af bed-materiale og opvarmning fra dagen i forvejen. Forinden er udført et tjek af måleudstyr, rensning af målestudse m.m. samt indvendig inspektion af anlægget og brændselsforberedelse. Efter ca. 18 timers langsom elopvarmning er temperaturen i koksreaktoren nået ca. 450°C. Ved at tilføre en smule luft til koks-bedden, som indeholder koks fra tidligere, hæves temperaturen til driftstemperatur i løbet af et par timer.

Figur 3 viser, som eksempel, temperatur forløbet hen igennem 24 timers forsøget som bestod af 8 delforsøg á 3 timers varighed. Imellem delforsøgene lukkes anlægget ned og der påfyldes brændsel på siloen, vand på dampgeneratoren og der udtages prøver m.m. Allerede kort tid efter en driftspause er anlægget oppe at køre igen grundet den store termiske masse i bed-materialet. Sidst i 24 timers forsøget blev koksreaktor temperaturen hævet som led i et agglomereringsforsøg (se afsnit 3.3.6).



Figur 3 : Udvalgte temperaturer hen igennem 24 timers forsøget

I tabel 6 er vist gennemsnitsværdier for tilførsler og temperaturer for de mest stabile perioder i hvert delforsøg i løbet af de tre forsøg.

Gennemsnit af forsøgsdata		Forsøg			
		24 t	13,5 t	7,5 t	Enhed
Tilførsler	Halm	47,9	46,9	41,8	kW
	Halm	10,2	10,0	8,9	kg/h
	Luft KR	10,1	10,8	11,9	kg/h
	Damp KR	2,1	1,3	0,6	kg/h
	N ₂ PK	2,4	1,6	4,0	kg/h
	N ₂ øvrige	0,9	1,1	0,8	kg/h
	Heattracing	2,7	3,0	2,3	kW
Temperat urer	Temp. KR	714	738	729	°C
	Temp. PK	612	639	653	°C

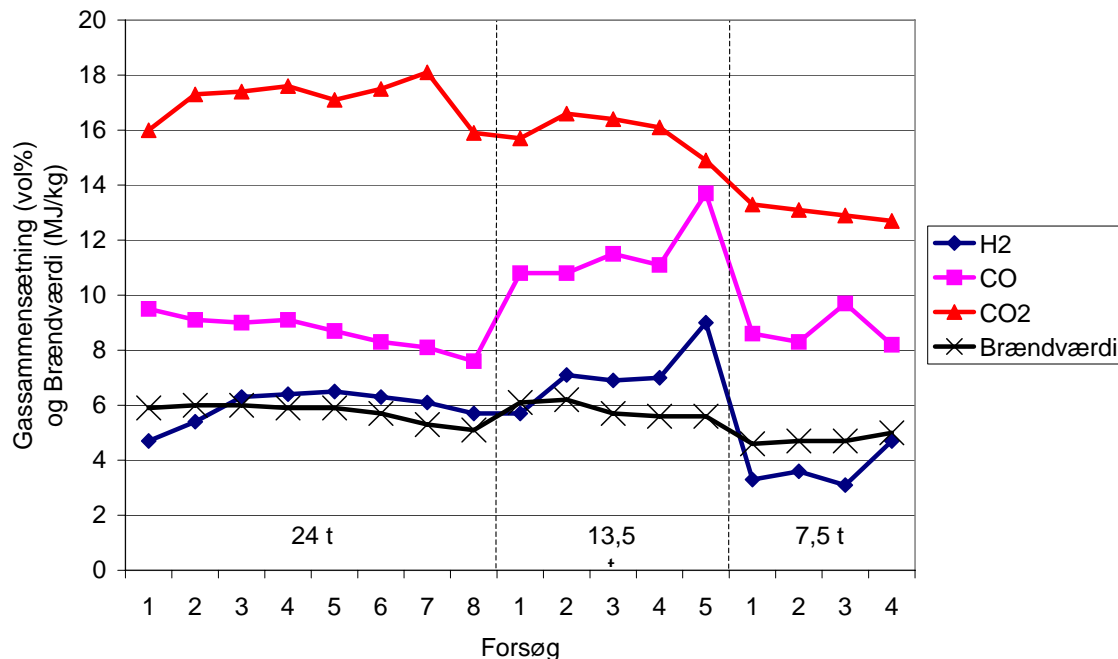
Tabel 6 : Vigtigste driftsparametre for hvede 1995 forsøg

For yderligere oplysninger om 24-, 13,5- eller 7,5 timers forsøgene henvises til forsøgsrapporterne.

3.3.3 Gaskvalitet

Gassammensætningen måles skiftevis i toppen af koksreaktoren og ved gasafgangen ved at suge en delstrøm ud som afkøles og ledes til en gasanalysebænk. Ved afkølingen

udkondenserer de højere kulbrinter, som udgør en stor del af brændværdien i gassen, og der er ikke analyseret nærmere for disse. Gasanalysebænken har en CH₄ måler, som dog er krydsfølsom over for de højere kulbrinter, hvorfor de målte værdier ikke er medtaget her.



Figur 4 : Produktgassammensætning og brændværdi for hvedehalm 1995 forsøgene

Figur 4 viser produktgassens indhold af H₂, CO og CO₂ igennem de tre forsøg. CO₂ indholdet er faldet og CO indholdet steget en smule i takt med at koksreaktor temperaturen er hævet igennem forsøgene. H₂ indholdet er meget afhængigt af den tilførte dampmængde og temperatur i koksreaktoren (høj temperatur og dampmængde i 13,5t og lav dampmængde i 7,5t). I 7,5t forsøget blev desuden tilført en stor mængde N₂ til især pyrolysekommeret og den indfyrede effekt var lavere, hvilket har sænket brændværdien på produktgassen.

Grundet gassens store indhold af tjærestoffer og nogle partikler er det ikke muligt at foretage en sikker måling af gasmængden eller brændværdien. Disse to parametre er derfor i stedet beregnet ved differens ud fra en masse- og energibalance betragtning over hele anlægget, og er derfor behæftet med nogen usikkerhed. Som det fremgår af figur 4 ligger produktgassens brændværdi på ~5-6 MJ/kg svarende til ~6-7 MJ/Nm³. Denne værdi vil stige i opskalerede anlæg, hvor der tilføres væsentligt mindre fortyndende nitrogen til f.eks. pyrolysekommeret, og hvor reaktionstiden imellem koks og damp øges betydeligt i koksreaktoren.

Under 13,5 og 7,5 timers forsøgene blev der udført støvmålinger på produktgassen med en opvarmet probe, som forhindrede tjærestoffer i at kondensere i filteret. Ud fra disse målinger og de afvejede mængder af aske udskilt af sekundær cyklonen, kunne en virkningsgrad for denne udregnes.

	13,5 t	7,5 t	
Målt partikelstrøm	2,3-4,1	2,8-3,9	g/Nm ³
Beregnet partikelstrøm	44-70	52-70	g/h
Sekundær cyklon virkningsgrad	94-97	94-96	%

Tabel 7 : Støvmålinger og sekundær cyklonvirkningsgrad

3.3.4 Koksomsætning

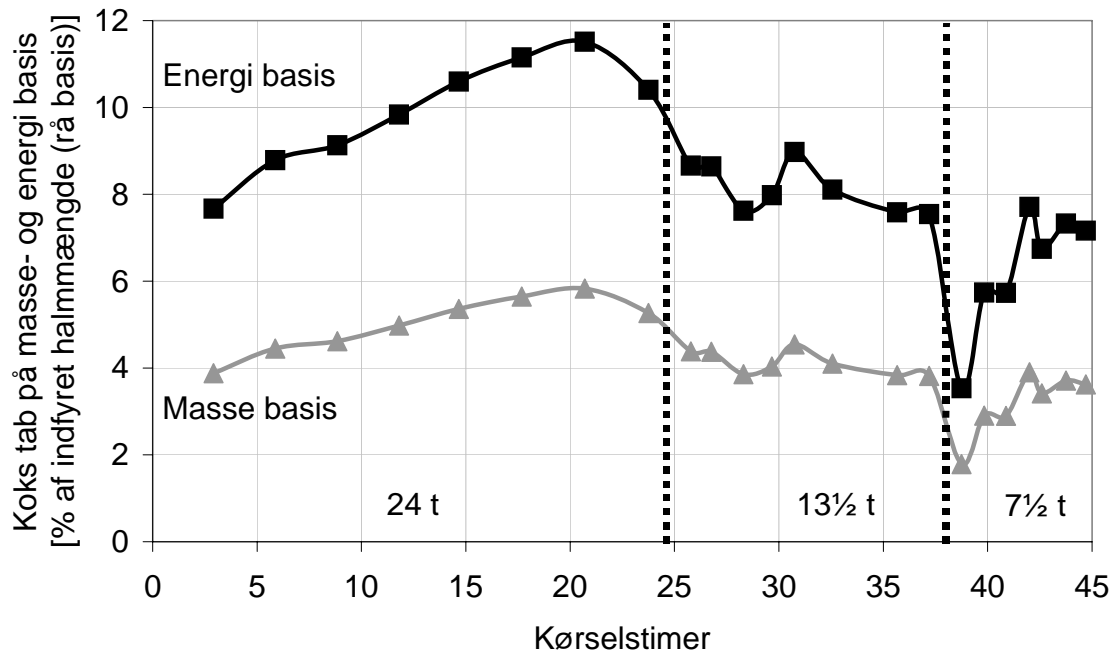
Under 24 timers forsøget blev der ophobet koks i bed-materialet hen igennem forsøget, men grundet tilstoppede trykmålestudse blev dette ikke opdaget før sidst på forsøget. Desuden var der et stort kokstab til cyklonasken hen igennem forsøget.

I 13,5 timers forsøget blev koksreaktor temperaturen derfor hævet for bedre at kunne omsætte koksen. Pyrolysekammer temperaturen blev ligeledes hævet for at mindske koksresten efter pyrolysen, hvorved luftmængden også kunne øges. Desuden blev dampmængden sat ned for at give lavere hastigheder i koksreaktoren, således at små kokspartikler ikke så let blæste ud. Disse tiltag gav en, for opnåelse af driftsstabilitet, tilstrækkelig koksomsætning hen igennem forsøget.

I 7,5 timers forsøget blev den indfyrede mængde nedsat og dette gav generelt lavere hastigheder i anlægget og resulterede i et lavere kokstab og samtidig i en god koksomsætning.

Generelt blev der i de sidste forsøg indført nogle rutiner til bedre overvågning af koksindholdet i bed-materialet, da dette er en vigtig styringsmæssig parameter.

Figur 5 viser, at kokstabet steg igennem 24 timers forsøget i takt med, at koksindholdet i bed-materialet steg. I 13,5 timers forsøget var tabet mere konstant og i 7,5 timers forsøget faldt kokstabet yderligere til et niveau på ca. 3,5 masse% eller 7 energi% af indfyret rå halmmængde hen imod slutningen af forsøget. Dette niveau faldt yderligere under skalaforsøget ned til 1,2 masse% (se afsnit 3.4.3).

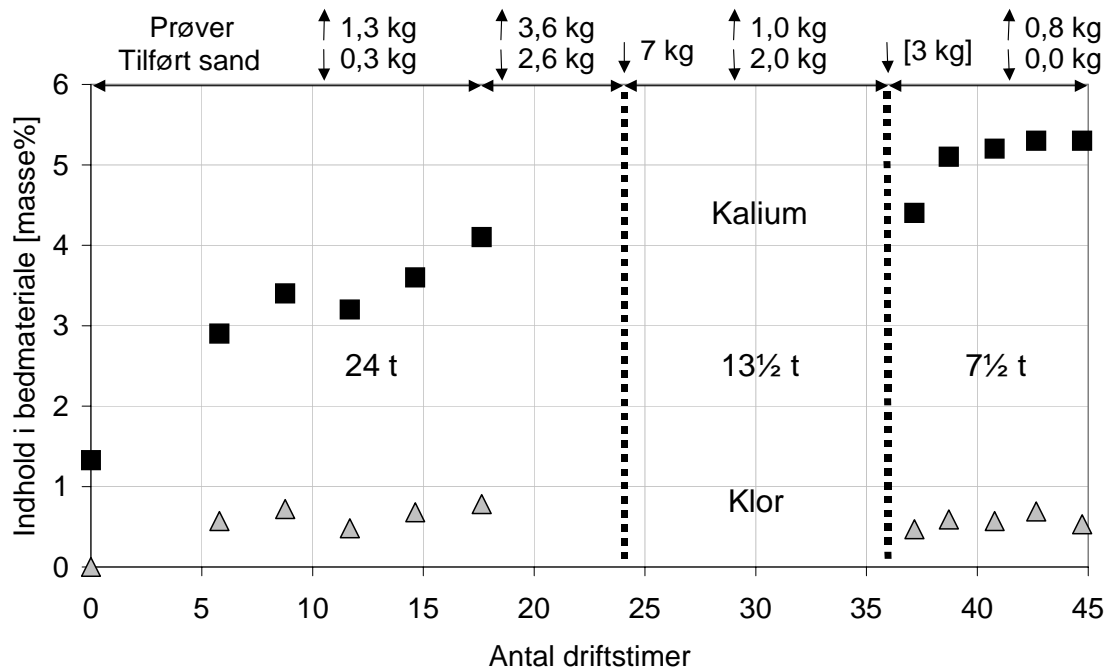


Figur 5 : Kokstab igennem hvede 1995 halmforsøgene

3.3.5 Tilbageholdelse af kalium og klor

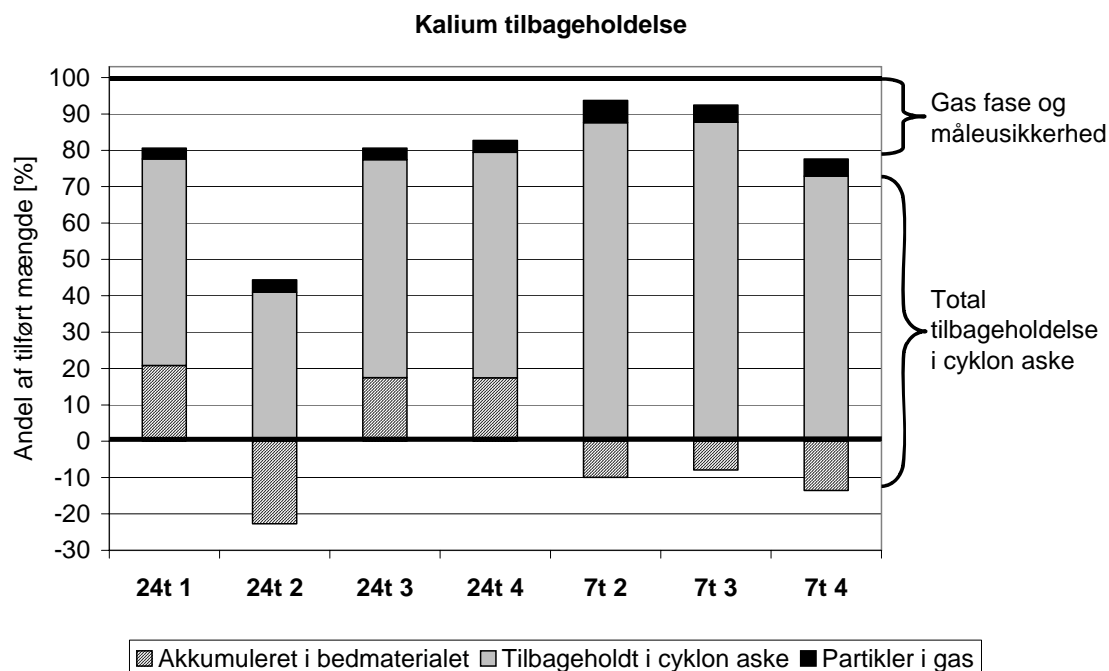
Et af de væsentligste formål med forsøgene var at undersøge i hvilket omfang klor og kalium tilbageholdes i cyklonasken, ophobes i bed-materialet eller undslipper med gassen sammen med fint støv. Dette fortrinsvis ved steady state, dvs. set over en længere forsøgsperiode. Der er blevet analyseret for klor og kalium i bed-materialet, cyklonasken og (for 7,5 timers forsøget) på støvpartiklerne i produktgassen. Der blev ikke analyseret for klor og kalium på prøver fra 13,5 timers forsøget.

Figur 6 viser analyseresultaterne for bed-materialet fra 24t og 7,5t forsøgene, hvor det fremgår, at der tilsyneladende opnås en steady state værdi for kalium i bed-materialet på 5,3% i slutningen af 7,5 timers forsøget. Klor koncentrationen derimod har været rimeligt konstant i alle 45 timer og har ligget omkring 0,6%. Tendensen for kaliums vedkommende forstærkes af at den første måling under 7,5 timers forsøget af flere grunde synes fejlbehæftet, og denne er derfor heller ikke medtaget i det følgende. Øverst i figuren fremgår mængderne af udtaget og tilført materiale til bedden (forud for 24 timers forsøget blev der påfyldt 30 kg ”frisk” sand og bed-materialet blev genbrugt imellem forsøgene.). De 7 kg tilført før 13,5 timers forsøget bestod af frisk sand, imens de 3 kg tilført før 7,5 t forsøget var brugt sand, som havde haft en eksponeringstid i anlægget på op til 24 timer fra tidligere forsøg. Som det fremgår, blev der ikke tilført yderligere bed-materiale i løbet af 7,5 timers forsøget men blot udtaget 0,8 kg fordelt på fire bed-prøver.

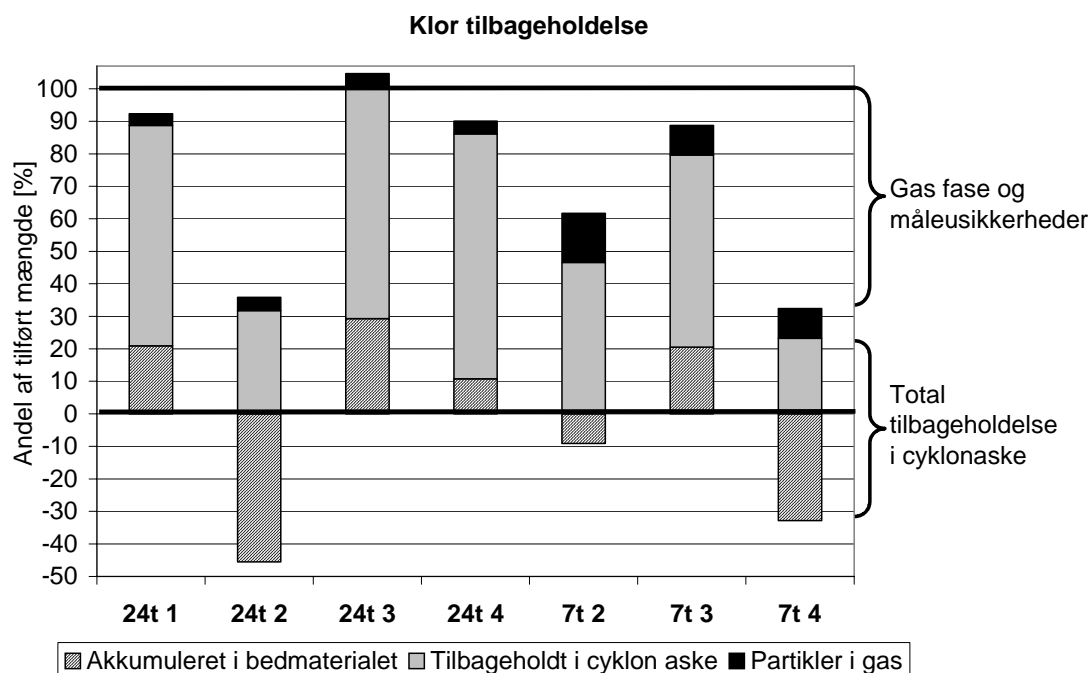


Figur 6 : Udvikling af indhold af kalium og klor i bed-materialet hen igennem forsøgene.
Begyndelses punktet svarer til indholdet i frisk sand

Udfra kalium og klor analyserne var det muligt at opstille balancer, hvor indholdet af stofferne i gasfasen (inkl. måleusikkerheder) udgør differensen til 100%, som vist i figur 7 og 8. Tilbageholdelsen af kalium i cyklonasken var under 24t forsøget på 57-64% af tilført kaliummængde, og der skete samtidigt en akkumulering i bed-materialet på ca. 20%. Under 7,5t forsøget skete ingen akkumulering men i stedet en frigivelse af kalium fra bed-materialet og en tilbageholdelse i cyklonasken på 86-98%, når den frigivne mængde medtages. Tilsvarende var klor tilbageholdelsen i cyklonasken 68-77% under 24 t forsøget og 56-60% under 7,5t forsøget. Faldet i klor-tilbageholdelse skyldes formentlig en højere pyrolysetemperatur under 7,5t forsøget i forhold til 24t forsøget, hvorved en del klor er gået på gasform, sandsynligvis som HCl.



Figur 7 : Akkumuleret kaliummængde i bed-materialet, tilbageholdelse i cyclonasken samt tabt mængde indeholdt i partikler i gassen



Figur 8 : Akkumuleret klormængde i bed-materialet, tilbageholdelse i cyclonasken samt tabt mængde indeholdt i partikler i gassen

3.3.6 Agglomereringsforsøg

I slutningen af 24 timers forsøget blev temperaturen i koksreaktoren hævet ved tilførsel af en større mængde luft. Dette for at undersøge marginen fra driftstemperaturen op til agglomereringstemperaturen, hvor større eller mindre dele af koks-bedden defluidiseres. Dette skete først ved 825°C. Efterfølgende blev bed-materialet taget ud af reaktoren ved at stange i

det med en jernstang, hvorved det let kunne snegles ud af bundudtaget. Kun få agglomerater ”overlevede” udtagningen og konsistensen var nærmest ”marengs-agtig” og bindingerne i agglomeraterne så svage, at bed-materialet uden videre kunne genbruges til det næste forsøg.

I slutningen af 13,5 timers forsøget blev temperaturen ligeledes hævet i koksreaktoren men det blev valgt at standse ved 800°C, hvor der blev kørt stabil drift i godt ½ time, hvorefter anlægget blev lukket planmæssigt ned. Inspektionen efter forsøget viste ingen tegn på agglomerering i bed-materialet.

Under forsøgene er det blevet observeret at bed-materialet i en driftspause kan ”stivne” såfremt temperaturen er over ~720°C og bedden ikke bliver fluidiseret tilstrækkeligt. Denne tilstand kan dog tilsyneladende fuldstændigt løses op igen ved efterfølgende kraftig fluidisering og normal drift.

Agglomereringsforsøgene har vist, at der selv under de givne worst case betonedede betingelser var en god margin fra koksreaktorens driftstemperatur på ~730°C op til agglomereringstemperaturen, hvilket giver mulighed for udsving og justeringer uden at skulle bekymre sig om agglomerering.

3.3.7 Opsummering

De tre udførte forsøg på 1995 hvedehalm har bidraget med betydelig ny viden og resultater som kan hjælpe i den videre udvikling af LT-CFB processen :

- Efter justering af driftsparametrene blev der opnået en stabil koksomsætning i anlægget og trods anlæggets små dimensioner blev kokstabet reduceret til 3,5 masse% af indfyret rå halmmængde.
- Der er blevet beregnet en produktgas brændværdi på 5-6 MJ/kg og denne vil stige i opskalerede anlæg.
- Efter 45 timers drift blev der målt et stabilt kaliumindhold i bed-materialet på 5,3% og der viste sig ingen problemer med agglomerering.
- Kalium- og klor tilbageholdelsen blev målt til henholdsvis 86-98% og 56-77% i cyklonasken.
- Agglomereringsforsøgene har vist en god margin imellem drifts- og agglomereringstemperaturen.
- Forsøgene har i høj grad bidraget med praktiske erfaringer om anlæggets og konceptets performance samt om driftsstrategier og målemetoder.

3.4 Skalafor søg med 2002-Hvedehalm

Den 30. oktober 2002 blev der udført et 10 timers forsøg med en ny type hvedehalm på 50 kW anlægget. Dette forsøg vil blive beskrevet i det følgende.

3.4.1 Formål

Der var 2 primære formål med skalafor søget, som skulle tilgodeses, idet baggrunden var at der blev fremskaffet knap 6 tons halmpiller primært til brug ved opstart og under de første forsøg med det nye 500 kW anlæg. Da denne halm markant adskilte sig fra den tidligere benyttede var det ønsket at køre et reference forsøg på 50 kW anlægget inden opstart af 500 kW anlægget. Desuden forelå der efter de tidligere udførte halmforsøg en række forslag til, hvorledes kokstabet fra processen kunne mindskes og disse kunne afprøves i dette forsøg.

Formål for skalafor søget med halm 30. oktober 2002

1) At køre et referenceforsøg på samme halm som til opstart af det nye 500 kW anlæg

2) At sænke kokstabet i forhold til tidligere udførte forsøg

Tabel 8 : Formål med skalafor søget

Forsøget blev planlagt til at bestå af 4 delforsøg á 3 timers varighed. Undervejs blev det dog besluttet at udelade det sidste delforsøg og forsøget endte efter godt 10 timers indfødning.

Det primære tiltag forud for forsøget var at forhøje koksreaktoren med 400 mm, således at den effektive højde blev øget fra ~750 mm til ~1165 mm. Dette tillod dermed en let forøget bed-højde og dermed længere reaktionstid for koksen i koksreaktoren og en markant højere fribordshøjde, som forventeligt vil nedsætte kokstabet fra koks-bedden som følge af splash fænomener.

Den benyttede nye hvedehalm høstet i 2002, viste sig også at have et højt indhold af kalium og klor men derudover også et ekstremt højt askeindhold. Der blev igen brugt knuste halmpiller under forsøget.

	Fugt	Aske	Kalium	Klor	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(tør)	(tør)	(beregnet øvre, rå)
Hvedehalm 2002	11,0%	12,2%	1,7-%	0,6%	14,9 MJ/kg

Tabel 9 : Analysedata for benyttet hvedehalm 2002

3.4.2 Forsøgsbeskrivelse

Opstarten af forsøget forløb med de samme rutiner som for hvedehalm 1995 forsøgene. Bed-materialet udtaget efter 7,5t forsøget blev genbrugt (21 kg) og der blev efterfyldt med sand benyttet under forsøg i 2001 (14 kg).

Forsøget var planlagt til 4 delforsøg á 3 timer og de 3 første delforsøg forløb under stabile forhold med driftsparametrene vist i tabel 10. Dog var den indfyrede effekt væsentligt lavere end planlagt (35 kW imod forventet 45 kW). Dette skyldtes, at den nye halm indeholdt mere aske og vand end den tidligere (deraf lavere brændværdi), og at indføderen afgav en lavere mængde end tidligere.

Typiske driftsdata fra hvert delforsøg		Delforsøg			
		1	2	3	Enhed
Tilførsler	Halm	35,2	34,8	35,2	KW
	Halm	8,5	8,4	8,5	kg/h
	Luft KR	10,3	11,1	11,1	kg/h
	Damp KR	0,76	0,76	0,57	kg/h
	N ₂ PK	2,0	1,6	1,6	kg/h
	N ₂ øvrige	1,1	1,2	1,2	kg/h
	Heattracing	3,0	2,3	2,3	KW
Temperaturer	Temp. KR	740	734	738	°C
	Temp. PK top	670	663	660	°C
	Temp. PK bund	698	699	703	°C

Tabel 10 : Vigtigste driftsparametre for skalaforsøget

I starten af det 4. delforsøg opstod der en halm/koks prop i pyrolysekommeret som standsede sandcirkulationen og gav en pludselig overtemperatur på ~765°C i koksreaktoren. Grundet den lave indfyrede effekt indeholdt koks-bedden kun en meget lille mængde koks og i modsætning til tidligere var der blev ophobet meget aske i bed-materialet. Disse to forhold var formentlig hovedårsagerne til, at koks-bedden agglomererede på det givne temperaturniveau. Det blev forsøgt at genfluidisere bedden, men da dette ikke lykkedes på rimelig tid, og da det efterhånden var blevet ud på natten, blev yderligere drift opgivet.

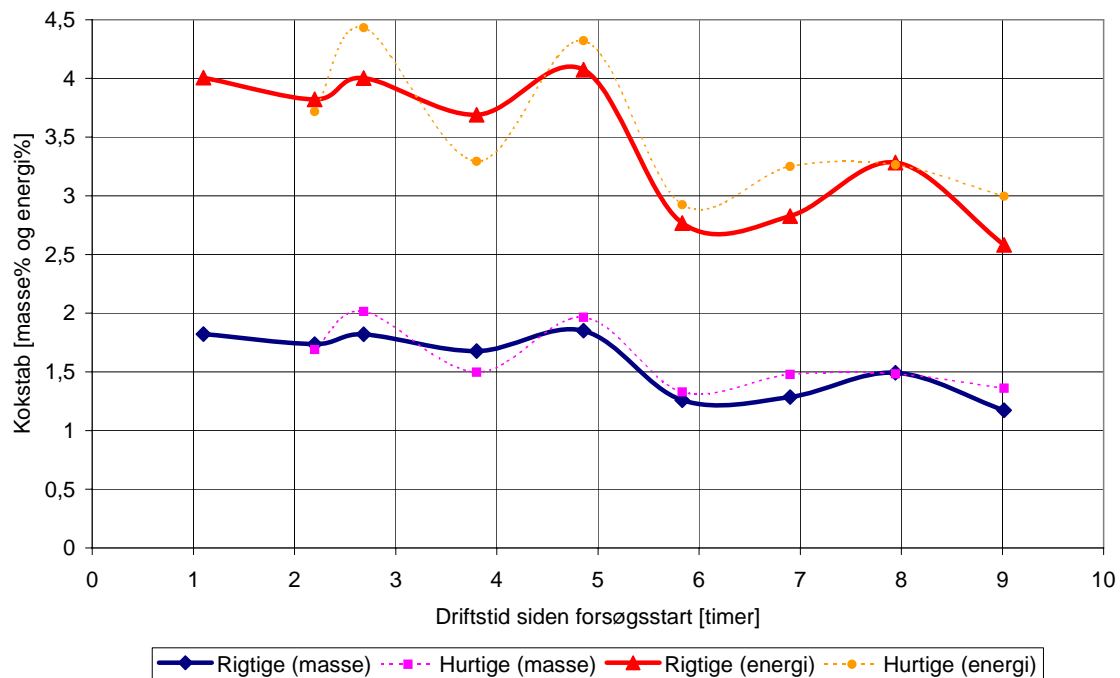
3.4.3 Koksomsætning

Koksen blev uden problemer omsat i koks-bedden hen igennem forsøget og den stationære mængde af koks i koks-bedden faldt faktisk til under det ønskede niveau. Under forsøget viste trykmålingerne i koks-bedden et fald i densitet af bedden som under forsøget blev tolket som koksophobning, men som viste sig at være askeophobning i stedet.

Den forhøjede koksreaktor har uden tvivl været medvirkende til at holde koksen tilbage i koks-bedden til den var omsat, men har også tilbageholdt noget af asken i bed-materialet. På længere sigt vil det dermed være nødvendigt at aftappe bed-materiale fra anlægget for ikke at ophobe for store mængder af aske i systemet. Da der er markant forskel i densitet på sand og askepartiklerne bør det være relativt simpelt at separere disse to fraktioner således at sandet

vil kunne tilbageføres til processen med henblik på minimering af restproduktmængden og sandforbruget. Dog er denne halmttype ekstrem mht. askeindhold (12,2% i forhold til normalt 5-8% tør basis) og andre halmtyper vil sandsynligvis opføre sig anderledes.

Kokstabet faldt hen igennem forsøget fra 1,8 masse% i starten til 1,2masse% til slut af indfyret rå halmmængde (4-2,5 energi%). Det store fald i kokstab i forhold til det forrige 7,5 timers forsøg (3,5 masse%) må primært tilskrives den forhøjede koksreaktor som derved bedre har kunnet tilbageholde koksen. Dog skyldes en del sandsynligvis også den lave indfyrede effekt.



Figur 9 : Kokstab til cyklonasken hen igennem skalaforsøget¹

3.4.4 Gaskvalitet

Der blev online målt skiftevis på produkt- og koksgassens indhold af H₂, CO og CO₂ og intervallerne for de stabile perioder hen igennem forsøget er vist i tabel 11. Som det fremgår var der ikke de store udsving, da der ikke blev ændret markant i driftsparametrene undervejs, og da der var stabil drift.

Indholdet af H₂ i gassen var lavere end tidligere grundet lavere damptilsætning og lavere koksindhold i koks-bedden. Den lavere brændværdi skyldes primært den lavere indfyrede effekt da de tilførte mængder af N₂ derved virker yderligere fortyndende på gassen.

¹ Mærkaten "rigtige" henviser til standard udglødningsanalyser lavet efter forsøget og "hurtige" til udglødninger foretaget under forsøget med små prøver på kort tid.

	Produktgas	Koksgas
H ₂	1,8-2,7 vol%	0,7-1,7 vol%
CO	8,3-9,3 vol%	3,1-3,9 vol%
CO ₂	13,7-14,5 vol%	15,2-15,9 vol%
Brændværdi	4,3-4,9 MJ/kg	-

Tabel 11 : Gennemsnitlige gassammensætninger under skalaforsøget

Der blev foretaget 2 støvmålinger på gassen under forsøget som samstemmende viste en støvkonzentration i produktgassen på ca. 1,5 g/Nm³ og en sekundær cyklonvirkningsgrad på ca. 97% hvilket er bedre resultater end tidligere og meget tilfredsstillende. Dette ikke mindst fordi K-tilbageholdelsen erfaringsmæssig er omtrent lige så høj som asketilbageholdelsen.

3.4.5 Opsamling

Formålene for skalaforsøget blev opfyldt da :

1. Referenceresultater på 2002-hvedehalmen blev opnået på 50 kW anlægget mht. :
 - a. Gassammensætning
Herunder CO/CO₂ forhold og andel af vanddamp der reagerer
 - b. Koksomsætning
Luft/halm- og damp/halm forhold og sammenhæng med proces temperaturer
 - c. Kokstab
Cyklonaskens indhold af koks som direkte andel og i forhold til indfyret mængde
 - d. Askefrigivelse
Andel af aske der blev tilbageholdt, fundet i askebeholderen og i støvfilteret
 - e. Agglomerering
Forhold der kan fremprovokere agglomerering - temperaturer, koksindhold i bed
2. Kokstabet til cyklonasken blev i væsentlig grad nedsat fra tidligere ~3,5 masse% til 1,2 masse% af indfyret rå halm mængde.

Forsøget viste bl.a. at det vil være vigtigt at overvåge bed-materialets indhold af koks- og ophobet aske under forsøgene med 500 kW anlægget. Dette for at undgå agglomerering, men også for at kunne udnytte anlæggets kapacitet fuldt ud og få udskilt asken.

Med hensyn til kokstab så viste forsøget gode resultater, men der er stadig forbedringspotentialer, som forventes at ville følge "naturligt" af opskaleringen, f.eks. højere koks-bed og højere fribord i koksreaktoren og desuden er der "ubrugte" muligheder som f.eks.:

- indpasning af en koks-støv-recirkulerende cyklon i koksgasstrømmen imellem koksreaktor og pyrolysekammer
- recirkulation af koksholdig aske fra sekundær cyklonen (som formentlig forudsætter, at der tilføjes en tertiær cyklon)
- tilføjelse af et aske-efter-oxidationskammer i askeudtagssystemet

Forsøget afklarer naturligvis ikke funktionen af 500 kW forgasserens nye element, nemlig mellemreaktoren, men forventningerne er følgende:

- Mellemreaktoren vil som tilsigtet afgive en stort set iltfri gas, som vil erstatte 50 kW anlæggets behov for at få tilført N₂ som kontrol-gas,
- Derved spares der markant på N₂-forbruget, ligesom produktgassen kvalitet forbedres som følge af det lavere N₂-indhold,
- Mellemreaktoren vil bidrage med ca. 10 % af koksomsætningen, idet reaktionsbetingelserne i mellemreaktoren søges holdt tættest muligt på betingelserne i koksreaktoren. Det koksomsættende bidrag er dog indregnet i den bed-areal – betragtning, der jf. kapitel 4.5. er lagt til grund for opskaleringen, så bidraget opfattes altså ikke som givende anledning til en forbedret koksomsætning,
- På grund af de overvejende exoterme reaktioner i mellemreaktoren må det forventes, at dennes driftstemperatur vil være op til 10-20 C højere end koksreaktorens, hvilket er kritisk, fordi koksreaktorens temperatur så skal ligge tilsvarende lavere i forhold til den på især det givne brændsel ret lave agglomereringstemperatur.

Der er dog følgende muligheder for at imødegå det sidstnævnte problem:

- Intensiv overvågning af mellemreaktortemperaturen i starten
- Ved temperaturoversving o.l. kan mellemreaktoren fluidiseres med nitrogen, ligesom der også kan tilføres nitrogen til bunden af pyrolysekammeret,
- Der kan tilføres ekstra vanddamp eller en lille strøm af vand til mellemreaktoren,
- Partikelindholdet i forgasseren kan øges for at minimere lufttilsætningen til mellemreaktoren, idet et lidt mindre bidrag til koksomsætningen så må forventes

Sidstnævnte forholdsregel kan også benyttes, hvis partikelcirkulationen viser sig for ufølsom overfor lufttilsætningen i mellemreaktoren, ligesom det kan overvejes at tilføre den partikelcirkulationskontrollerende luft et stykke oppe i mellemreaktoren medens bunden blot fluidiseres minimalt.

3.5 Forsøg med svinegødning

Den 27. marts 2003 blev der udført et 12 timers forsøg med tørret, pelleteret svinegødning på 50 kW anlægget for yderligere at undersøge LT-CFB konceptets brændselsfleksibilitet.

3.5.1 Formål

LT-CFB konceptet menes umiddelbart at være velegnet til en lang række forskellige brændsler så som :

- Al slags træ (også ungt træ med højt K og Cl indhold, f.eks. energiskov)
- Landbrugsafledte brændsler/affaldsfraktioner:
 - Al slags halm, frøgræs m.v.
 - Husdyrgødning
 - Kød- og benmel
- Affald:
 - Husholdningsaffald
 - Spildevandsslam
 - Div. typer organisk industriaffald

Det var ønsket indledningsvist at undersøge denne brændselsfleksibilitet ved at udføre et forsøg med et af disse brændsler. Det blev valgt at benytte svinegødning af flere årsager :

- Husdyrgødning udgør et problem i både Danmark og andre lande med en højt udviklet landbrugssektor. Dette grundet store mængder husdyrgødning med højt indhold af bl.a. fosfor og kalium, hvilket af hensyn til vandmiljøet giver restriktioner på de gødningsmængder, der må spredes på landbrugsjorden.
- Det er en CO₂-neutral biomasse ressource, som er billig og tilgængelig i store mængder fordelt over det meste af landet.
- LT-CFB processen vil være velegnet til at omdanne det organiske indhold til en brændbar gas fri for fosfor og kalium, som i stedet vil findes i cyklonasken som et kompakt, smittefri og høj-værdi gødningsprodukt, der billigt kan transporteres.

Formål for svinegødningsforsøget 27. marts 2003

At undersøge LT-CFB konceptets egnethed til forgasning af svinegødning, herunder at bestemme et hensigtsmæssigt valg af driftsparametre

Tabel 12 : Formål for svinegødningsforsøget

Da der blev startet ud på frisk sand og med kun 12 driftstimer blev der ikke sat nævneværdig fokus på måling af kalium tilbageholdelse og agglomereringstemperatur, da der erfaringsmæssigt ikke ville være nået en ligevægt. Fokus var således primært på koksomsætning, kokstab og gaskvalitet.

3.5.2 Forsøgsbeskrivelse

Som det fremgår af tabel 13 adskiller svinegødningen sig på nogle punkter væsentligt fra de tidligere benyttede halmtyper. Dette primært ved et højt askeindhold (26 % på tør basis) og erfaringsmæssigt i sammensætningen af asken (der blev kun analyseret for kalium ved denne lejlighed) som typisk indeholder væsentlige mængder af bl.a. fosfor (ca. 10 gange så meget som i halm) [Phyllis, 2004].

Forud for forsøget blev der fyldt 35 kg frisk sand på anlægget og 3,5 kg svinegødningskoks til opvarmningen. Forsøget blev planlagt til 4 delforsøg á 3 timer, da bemandingen derved kunne klares i ét skift.

	Hvede 1995	Hvede 2002	Svinegødning
Vandindhold (rå basis)	8,7%	~ 11,0%	7,9%
K indhold (tør basis)	1,8%	~ 1,3-1,6%	~0,9%
Cl indhold (tør basis)	0,8%	~ 0,6%	ej målt
Askeindhold (tør basis)	6,7%	~ 12,2%	26%
Brændværdi (rå basis)	16,9 MJ/kg	14,9 MJ/kg	14,0 MJ/kg

Tabel 13 : Udvalgte data for de tidligere benyttede halmtyper og svinegødningen

Tabel 14 viser de vigtigste driftsparametre for delforsøg 1, 2 og 4. Delforsøg 3 blev hovedsagligt kørt som delforsøg 2. Der blev ikke tilført damp til koksreaktoren i den sidste del af forsøget da delforsøg 1 havde vist, at dampen ikke rigtig reagerede, og da der ikke var brug for dampens kølende effekt. Dette skyldtes et lavt koksindhold i bed-materialet i forhold til de tidligere halmforsøg. Årsagen er formentlig, at svinegødningen efterlader en mindre koksrest efter pyrolysen og at koksen er mere reaktiv. Udførte TGA forsøg har efterfølgende bekræftet denne teori. De tilførte N₂ mængder blev hævet i 4. delforsøg da mængden af bed-materiale i anlægget var lav.

Den indfyrede mængde blev reduceret hen igennem forsøget for at prøve at modvirke en ustabil drift, som blev observeret fra begyndelsen af forsøget. Der blev således observeret en række kortvarrige pludselige men store tab af bed-materiale til cyklonaskenbeholderen og pludselige temperatur svingninger i koksreaktoren og pyrolysekammeret. Den tydeligvis ustabile partikelcirkulation har senere kunnet forklares med en utæt pakning i en flangesamling nederst i det øvre L-ben. Den tilførte drivgas til L-bens lansen har derved ikke kunnet opretholde et stabilt flow af partikler fra primær cyklonen til koksreaktoren.

Typiske driftsdata fra		Delforsøg			
Hvert delforsøg		1	2	4	Enhed
Tilførsler	Brændsel	52,0	45,3	42,5	kW
	Brændsel	13,4	12,6	10,6	kg/h
	Luft KR	12,9	12,6	10,6	kg/h
	Damp KR	0,3	0	0	kg/h
	N ₂ PK	1,9	1,9	3,3	kg/h
	N ₂ øvrige	1,4	1,7	1,8	kg/h
	Heattracing	3,6	3,6	3,6	kW
Temperaturer	Temp. KR	727	724	736	°C
	Temp. PK top	640	660	629	°C
	Temp. PK bund	665	682	648	°C

Tabel 14 : Vigtigste driftsparametre for svinegødningsforsøget

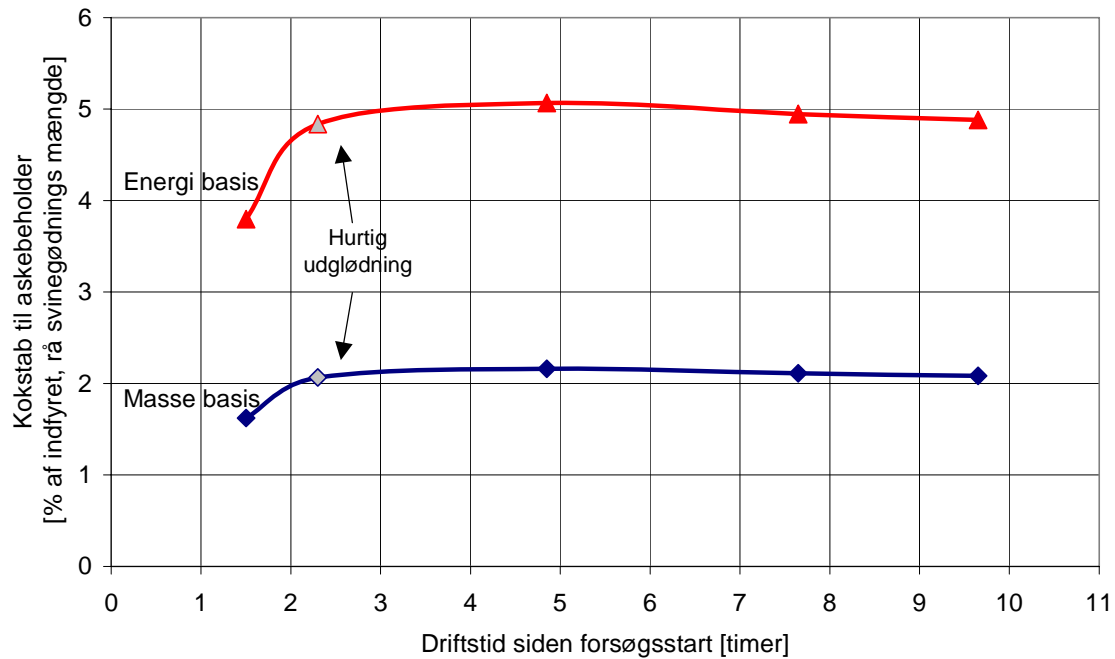
Trods hyppige temperaturoversving op til ca. 765°C i koks-bedden, sås der ingen tegn på sintring eller agglomerering af bed-materialet, og dette heller ikke ved afbrydelse af tilførslen af fluidiseringsgas til koksreaktoren (som ellers typisk under halmforsøg). Dette kan skyldes, at svinegødningens høje indhold af fosfor har en anti-agglomererende virkning. Dog er der i dette forsøg ikke opnået et stabilt, højt indhold af kalium og andre askekomponenter i bed-materialet grundet den korte driftstid, og andre tendenser kan gøre sig gældende ved længere tids drift.

3.5.3 Koksomsætning

Pyrolysen af svinegødningen viste sig at være mere effektiv end under de tidligere halmforsøg idet den producerede koksrest både viste sig mindre og mere reaktiv. Dette resulterede i en lille mængde af koks i koksreaktoren hen igennem forsøget.

Figur 10 viser et rimeligt stabilt og lavt kokstab på omkring 2,1 masse% af indfyret rå svinegødningsmængde (~5% på energibasis). Dette betragtes som tilfredsstillende, da det er første forsøg på svinegødning og da der ikke er gjort nævneværdige tiltag for at optimere driften i retning af lavt kokstab.

Den lille koksmængde i koks-bedden og den gode koksomsætning åbner mulighed for at øge den indfyrede mængde til i hvert fald 55-60 kW på dette brændsel da koksomsætningen ikke umiddelbart er en flaskehals. Baseret på erfaringer fra de tidligere halmforsøg vil dette dog medføre et øget kokstab til cyklonasken.



Figur 10 : Kokstab til cyklonaskebeholder hen igennem svinegødningsforsøget

3.5.4 Gaskvalitet

Som tidligere blev gassammensætningen målt skiftevis på produkt- og koksgassen og gennemsnitlige værdier for de mest stabile perioder er vist i tabel 15. De største gaskoncentrationer og brændværdier er målt i starten af forsøget, hvor den indfyrede effekt var størst og den fortyndende effekt fra den tilførte N_2 dermed ikke har haft så stor indflydelse.

	Produktgas	Koksgas
H_2	0,7-2,2 vol%	0-0,5 vol%
CO	5,5-8,2 vol%	0,4-3,6 vol%
CO ₂	12,2-14,6 vol%	14,3-16,4 vol%
Brændværdi	5-5,2 MJ/kg	-

Tabel 15 : Gennemsnitlige gassammensætninger under svinegødningsforsøget

Koncentrationen af H_2 og CO i produktgassen har været lavere end under de tidligere halmforsøg men brændværdien en smule højere, hvilket indikerer at en større del af brændværdien i gassen kommer fra pyrolysegasser, som der ikke bliver analyseret for. Koksgassen har også haft et lavere indhold af H_2 og CO, da der kun blev tilført beskedne dampmængder. Der blev heller ikke registreret nogen kulbrinter i koksgassen, hvilket indikerer, at pyrolysen har været mere effektiv end under halmforsøgene.

Der blev foretaget to støvmålinger i produktgassen i løbet af forsøget og disse viste et støvindhold på 13-20 g/Nm³ dvs. væsentligt højere værdier end tidligere. Effektiviteten af

sekundær cyklonen i disse perioder lå dog på ca. 96% og de høje støvværdier er således blot et udtryk for brændslets høje askeindhold på 24% (rå basis). Den beregnede gennemsnitlige effektivitet af sekundær cyklonen igennem forsøget har været på 93,4% og er tydeligvis præget af de pludselige store tab af bed-materiale fra anlægget.

3.5.5 Opsamling

Formålet med forsøget var at undersøge om LT-CFB anlægget er egnet til at benytte svinegødning som brændsel. Forsøgsresultaterne viste at svinegødning på mange måder er mere egnet end halm som brændsel i LT-CFB anlægget :

- Mere effektiv pyrolyse giver mindre koksrest og bedre gaskvalitet
- Bedre koksomsætning grundet lille koksrest og mere reaktiv koks, dvs. mulighed for at køre med højere last (måske 55-60 kW)
- Overhovedet ingen tegn på sintring eller agglomering, hvilket giver mulighed for øget temperatur i koksreaktoren

Udover dette er svinegødning et problem i mange egne og samtidig udgør svinegødning en potentiel stor brændselsressource. Dertil kommer, at LT-CFB anlægget er i stand til at tilbageholde og koncentrere næringsstofferne fra svinegødningen i cyklonasken, så denne lettere kan transporteres og bruges som et højværdi gødningsprodukt i andre egne. Dog kræves en tørring af brændslet ned til ca. 20-30% vand inden gødningen kan indfyres samt en fornuftig bortskaffelsesmulighed for det borttørrede vand.

Kokstabet viste sig kun at være 2,1 masse% af indfyret rå svinegødningsmængde (~5% på energibasis), og dette trods perioder med ustabil drift. Gaskvaliteten var god og flammen brændte stabilt i forsøgets stabile perioder. En større del af brændværdien bestod af kulbrinter i pyrolysegasserne hvilket øger den volumetriske brændværdi af gassen (5 MJ/kg eller 6 MJ/Nm³). Trods den store askemængde på 24% (rå basis) i brændslet fungerede både primær og sekundær cyklonen tilfredsstillende, og der forekom tilsyneladende ingen markant ophobning af aske i bed-materialet. Effektiviteten af sekundær cyklonen lå gennemsnitligt på godt 93%.

Forsøget forløb dog med periodevis ustabil drift, hvilket resulterede i pludselige store tab af bed-materiale til cyklonasken og pludselige temperatursvingninger i koksreaktoren og pyrolysekompartimentet. Årsagen har efter forsøget vist sig at være en utæt pakning i det øvre L-ben. Forud for det efterfølgende forsøg på hønsegødning blev denne pakning skiftet, og som det fremgår af kapitel 3.6, blev der derefter ikke observeret lignende problemer.

3.6 Forsøg med hønsegødning

Udenfor PSO projekt 3106 er der omkring Påsken 2004 udført 50 kW LT-CFB forsøg med hønsegødning.

Motivationen bag forsøget var i nogen grad de samme som for det forudgående forsøg med svinegødning:

- Vigtigheden af at påvise LT-CFB forgasserens brændselsfleksibilitet,
- Hønseriejernes interesse i gode afsætningsmuligheder for gødningen,
- Det tilsvarende energiproduktionspotentiale,
- Beskyttelse af vandmiljøet gennem en bedre geografisk fordeling af de næringsstoffer, herunder ikke mindst P og K, der opkoncentreres i LT-CFB forgasserens cyklonaske,
- At det viste sig muligt at overlade en væsentlig del af arbejdsindsatsen til dels en eksamensprojektstuderende og dels en tyrkisk (4 mdr. gæste-) Ph.d. studerende på DTU,
- Endelig gav forsøget mulighed for at konstatere årsagen til og en løsning på de stabilitetsproblemer, der viste sig under forsøget på svinegødning.

Årsagen til de tidligere stabilitetsproblemer blev som nævnt i kapitel 3.5 allerede fundet under den trykprøvning af forsøgsanlægget, der rutinemæssigt blev udført forud for forsøget. Det viste sig således, at en flangesamling nederst i primæracyklonens L-ben var meget utæt, idet flangesamlingens pakning var oxyderet bort. Dvs. at den nitrogen, der under forsøget med svinegødning blev tilført for at mobilisere partiklerne i L-benets vandrette forløb, i stedet har kunnet undslippe via flangesamlingen.

Brændslet var nærmere bestemt gødning fra æglæggende høns, og som noget nyt var fugtindholdet (21 %) væsentligt større end i de tidligere benyttede LT-CFB brændsler. Askeindholdet var på ca. samme høje niveau som i svinegødningen, dvs. 24 % på rå basis. For øvrigt blev brændslet blot tilberedt ved knusning. Dette ved hjælp af en valse, der er anskaffet til det nye 500 kW LT-CFB anlæg. Valsens spalteaftand var indstillet til 2-3 mm. Det er således også første gang, der opnås erfaringer med et ikke-pelleteret brændsel, der især efter knusningen, have et meget højt indhold af såvel fine og lette som skrøbelige partikler.

Forsøget på hønsegødningen bestod af 6 timers drift umiddelbart før Påske og 9 timers drift med det samme brændsel og bed-materiale nogle få dage derefter. Opdelingen af forsøget skyldtes, at driften før Påske blev afbrudt af et procesteknisk set banalt uheld med brændselsindfødningssaggregatet. Ved at forlænge forsøget med de 9 timer efter Påske blev det imidlertid tydeligt påvist, at 50 kW anlægget var i stand til at fungere både effektivt og særdeles stabilt på det givne brændsel.

De overordnede resultater er medtaget som en del af grundlaget for den opsummering af kritiske resultater fra 50 kW anlægget, der følger i kapitel 3.7.

Endelig skal det nævnes, at forsøget kun har kunnet gennemføres pga. af de 2

studerendes engagement, og fordi DTU har påtaget sig at dække en væsentlig del af udgifterne til forsøget.

3.7 Opsummering af kritiske resultater fra 50 kW anlægget

Forsøgene med 50 kW forgasseren har efterhånden dokumenteret LT-CFB konceptets egnethed til ikke mindst samfyring med halm på kraftværker. Dette på alle de mest kritiske punkter, og så vidt dette eksperimentelt kan afklares forud for forsøg i større skala :

- Der er hidtil i alt gennemført mere end 120 timers forsøg (med brændselsindfødning) og herunder forgasset ca. 1200 kg brændsel.
- Alle forsøg er gennemført på almindelig kvartssand som bed-materiale og uden brug af additiver.
- En meget stor brændselsfleksibilitet er dokumenteret ved gennemførsel af forsøg på 2 meget vanskelige halmtyper, svine- og hønsegødning samt et (meget kort men vellykket) forsøg på træ.
- Der er således opnået en høj grad af driftsstabilitet, dvs. en stabil gasproduktion, et stabilt koksindhold i bed-materialet og let kontrollerbare og særdeles stabile procestemperaturer (herunder f.eks. timelang ureguleret drift indenfor +/- ca. 2 K målt på samtlige neddykkede termoelementer i koksreaktoren).
- Svinemøgsforsøgets periodiske partikelcirkulationsproblem er blevet forklaret og løst forud for det seneste forsøg på hønsegødning.
- Under forsøget med hønsegødning viste det sig også muligt at benytte et meget støvholdigt (ikke pelleteret) brændsel med godt 20 % vandindhold.
- Alle reaktor-loopets indvendige flader har ved alle hidtidige inspektioner vist sig stort set fri for aske og koksbelægninger og afrensning af sådanne belægninger er således aldrig blevet foretaget.
- I det delvist uopvarmede gasafgangsrør frem imod gasfaklen, når en indvendig pulveragtig (usintret) koks-/askebelægning en stabil lagtykkelse, uden at give anledning til væsentligt tryktab. Også gasafgangsrøret synes således at ville være selvrensende ved dimensionering for passende høj gashastighed.
- Ved genbrug af bed-materialet fra forsøg til forsøg er det især på den stærkt K- og Cl-holdige 1995 hvedehalm dokumenteret, at forbruget af frisk sand kan minimeres.
- Der er således opnået et stabilt K-indhold i bed-materialet på godt 5 vægt %.
- Utilsigtet agglomering ved normal drift er endnu ikke indtruffet.
- Muligheden for at opnå en næsten partikelfri produktgas på trods af simplest mulig gasrensning, kun ved hjælp af en varm sekundærcyklon er dokumenteret med cyklonvirkningsgrader på niveauet 90-95 %.
- K-tilbageholdelsen har på samme simple måde og uden forudgående rågaskøling været på samme høje niveau som asketilbageholdelsen.

- Cl-tilbageholdelsen har været væsentligt mindre og noget varierende, men typisk er hovedparten af brændslets Cl-indhold blevet tilbageholdt.
- Ved analyse af 2 stk. cyklonaskeprøver er der fundet et PAH indhold på kun ca. 2 mg/kg, hvilket er under grænseværdien for udbringning på landbrugsjord. Dette harmonerer med, at der heller ikke er fundet noget væsentligt indhold af problematisk PAH i det gaskondensat, der udfældes i gasmålebænkens sugeledning fra gasafgangsrøret.
- Indsatsen rettet imod at nedbringe kokstabet har båret frugt, idet cyklonaskens bortglødelige indhold i alle de 3 seneste forsøg (2002 halm samt svine og hønsemøg), har været på niveauet 1-2 vægt% af den indfødede brændselsstrøm.

De nævnte gode resultater skyldes ikke blot ”trial- and error” baserede forbedringer, men i betydelig grad også forbedringer baseret på den viden, der er opnået gennem de sideløbende fokuserende aktiviteter (jf. kapitel 5).

Cyklonaskens bortglødelige indhold er dog stadig over 5% -grænsen for udbringning på landbrugsjord, hvortil følgende skal bemærkes:

- Det er hidtil ikke undersøgt, hvorvidt glødetabet alene skyldes uomsat kulstof.
- Det er påvist at restkulstoffet ikke er ledsaget af et væsentligt indhold af PAH.
- Der er gode muligheder for, at koksomsætningen øges som følge af især forøget koksbed-højde i opskalerede anlæg.
- Det vil være muligt at reducere restkulstofindholdet ved recirkulation af cyklonaske til koksreaktoren og/eller ved at skabe mulighed for at foretage en mindre efteroxidation i askeudtagssystemet.

Løsninger som de sidstnævnte synes mere hensigtsmæssige end at minimere kokstabet ved etablering af et mere oxiderende miljø i forgasseren. Behovet vil blive vurderet på basis af forsøg med 500 kW anlægget.

4 Design, realisering og idriftsætning af 500 kW anlægget

4.1 Indledning

Blandt de økonomisk og indsatsmæssigt tungeste elementer i PSO projekt nr. 3106 er design, realisering og idriftsætning af et nyt og 10 gange opskaleret, dvs. 500 kW LT-CFB anlæg.

Anlægget beskrives i det følgende kort med hensyn til:

- Placering og anvendelse,
- Planlagte forsøg på DTU
- Anlægsdesign
- Forgasserdesign
- Brændselsindfødnings
- Øvrige hjælpesystemer
- Status

4.2 Placering og anvendelse

500 kW anlægget er ligesom 50 kW anlægget placeret indenfor Biomasseforgasningsgruppen's område på DTU i Lyngby, dvs. i DTU – områdets nordøstlige hjørne. Pga. af størrelsen er anlægget dog placeret udenfor forsøgshallen, og med selvstændig tagkonstruktion.

Med denne placering kan der fortsat opnås en god adgang til Biomasseforgasningsgruppens ekspertise og faciliteter.

For både at minimere anlægsudgifterne og lette en senere påtænkt udflytning fra DTU, er anlægget i nogen grad baseret på let adskillelige og flytbare moduler, og for bl.a. at undgå driftsmæssige bindinger, vil den producerede gas blot blive affaklet.

Det har således været tanken at opbygge og afprøve en første forholdsvis simpel version af 500 kW anlægget på DTU, for derefter at flytte anlægget til én eller flere p.t. ikke nærmere bestemte andre lokaliteter.

På DTU vil hovedformålet være idriftsætning inkl. indledende problemløsning, samt derefter at gennemføre et forsøgsprogram med henblik på optimering og dokumentation af anlæggets funktion på nogle udvalgte brændsler af primær interesse for den danske elværkssektor. Idriftsætningen er foretaget som en del af projekt 3106, se afsnit 4.9, og et foreløbigt forsøgsprogram er indeholdt i det efterfølgende Eltra-PSO projekt 4833, se afsnit 4.3.” Senere anvendelse af anlægget er p.t. ikke finansieret.

Efter en evt. udflytning fra DTU vil hovedformålet ligeledes være optimering og dokumentation, men med prioritering af langtidsdrift og mere realistiske grænsebetingelser i øvrigt.

Udflytningen fra DTU forudsætter, at anlægget forbedres med henblik på lang tids kontinuerlig drift, hvilket bl.a. forudsætter en væsentlig højere grad af automatisering. Af både praktiske og økonomiske årsager vil det blive tilstræbt, at forbedringerne udføres og afprøves medens anlægget stadig befinder sig på DTU.

De vigtigste kriterier for valget af en lokalitet for senere langtidsforsøg vil være :

- En god men passende kvalitets- og tidsmæssig ukritisk anvendelse for den producerede gas,
- Lokal adgang til ét eller flere vanskelige bio-brændsler,
- En anlægsvært med interesse i først at bidrage til udviklingsprocessen for efterfølgende at være vært for et mere permanent og behovstilpasset anlæg.

Et eksempel på en sådan meget hensigtsmæssig placering er tidligere fundet på Vemmetofte Gods, hvor brændslet bl.a. kan være halm og frøafharp, og hvor der i første omgang kunne produceres gas til erstatning af tung fuelolie til et tromletørreri. Der er dog nu gået så lang tid siden kontakten til godset, at denne mulighed evt. må afklares på ny.

En alternativ eller efterfølgende mulighed kunne være at benyttes 500 kW anlægget til produktion af en aske, K og Cl fattig gas til en eksisterende ekstern naturgasfyret overheder på et biomasse- og/eller affaldsfyret anlæg eller der kunne blot produceres sådan gas til kedlens alm. fyrrum. Den sidstnævnte løsning byder næppe på væsentlige effektivitetsmæssige fordele for eksisterende kedelanlæg, men det er en fordel at brændseffekten vil blive nyttiggjort, idet fyrrummet kan friholdes for direkte tilførsel af problematiske brændsler, ligesom det er bekvemt således at nyttiggøre kedelanlæggets alm. gasafkastsystem.

I alle tilfælde vil det naturligvis være optimalt, hvis der kan opnås adgang til langtidsafprøvning på et bredt udvalg af forskellige bio- og affaldsbrændsler, så yderligere anlægsflytninger kan undgås.

I betragtning af den beskedne størrelse vil et udflyttet 500 kW anlæg set fra anlægsværtens side dog næppe kunne tjene som andet end en eksperimentel forløber for en senere og mere størrelsesmæssigt tilpasset LT-CFB forgasser, idet kapaciteten er for lille til, at anlægget vil være interessant i forhold til de primært tilsigtede kommercielle anvendelser.

Endelig har det været tanken, at 500 kW anlægget efter én eller flere sådanne ”udflytninger” igen skal kunne benyttes til mere forskningsbetonede forsøg og/eller til forsøg, der yderligere kan dokumentere LT-CFB-forgasserens anvendelighed i forhold til både danske og udenlandske anlægsprojekter. Anlægget vil være velegnet til sådanne eksperimentelle aktiviteter på grund af det begrænsede brændselsforbrug, og fordi instrumenteringen er væsentligt mere omfattende end for senere kommercielle anlæg.

De fleste af de ovennævnte tanker er formuleret inden bygningen af 500 kW anlægget på DTU. Efter at have erfaret den temmelig store praktiske indsats i forhold til realisering af bl.a. anlæggets overdækning, og mange installationer, som det vil være tidsrøvende at flytte og retablere, herunder at mandskabsindsatsen har været væsentligt dyrere end de indkøbte komponenter og materialer, synes det mindre sikkert, at en flytning af 500 kW anlægget vil være mere hensigtsmæssigt end at bygge et nyt anlæg til langtidsforsøg på en passende lokalitet.

Et væsentligt argument for evt. at undlade en udflytning af 500 kW anlægget er at langtidsdriften så i stedet kunne demonstreres i en moderat større størrelse (f.eks. 5 MW indfyret), hvorved udviklingsforløbet frem imod endnu større anlæg potentielt kan afkortes væsentligt.

Selvom en væsentlig opskalering forud for langtidsforsøg evt. forsigtigt fravælges, synes det ikke sikkert at udgifterne til 2 flytninger (frem og tilbage igen) vil være væsentligt billigere end at bygge f.eks. et identisk 500 kW anlæg til langtidsforsøg på en ny lokalitet. Eksempelvis har fremstillingen af den ”rå” forgasser inkl. stativ kun kostet ca. 0,5 mio DKK, ligesom mange udgifter snarere har været til engineering, der billigt kan gentages.

Endelig ville en nybygning give mulighed for at realisere evt. konstaterede optimeringsmuligheder, ligesom mulighederne for at gennemføre forsøg med 500 kW anlægget på DTU ville kunne fastholdes.

Den nærmere stillingtagen til om en udflytning af 500 kW anlæg er fornuftigt foreslås udskudt indtil driftserfaringerne har indikeret, hvorvidt langtidsforsøg i denne størrelse er nødvendige, og indtil der kan foretages en bedre afvejning mellem fordelene af en grundig langtidsafprøvning på 500 kW niveau og en hurtigere men til gengæld mere risikobetonet opskalering til størrelsesniveauet for de mindste kommercielle anvendelser.

4.3 Planlagte forsøg på DTU

Udover den gennemførte 12 timers indkøring af 500 kW anlægget (se afsnit 4.9) omfatter planerne de i alt ca. 120 timers forsøg, der udgør et hovedpunkt i det efterfølgende Eltra PSO projekt nr. 4833. De nævnte antal driftstimer skal tillægges tid til opvarmning, driftspauser og nedlukning.

Med et typisk brændselsforbrug på 100 kg/h vil der være behov for i alt ca. 13 t brændsel, som forbruges gennem de ca. 3 kvartaler, hvor indenfor forsøgene er planlagt.

For at undgå et uforholdsmæssigt stort tidsforbrug til bl.a. opvarmning og nedlukning af anlægget, er det sandsynligt, at der efter forhåbentlig kun 1-2 forholdsvis korte indkøringsforsøg, bliver tale om 3 – 4 forsøg med hver 20-40 timers drift (indfødning). Indenfor nogle af disse forsøg forventes der at kunne afvikles flere delforsøg, idet nogle hovedparametre varieres for at undersøge disses betydning.

I tilfælde af hurtigt løselige problemer eller bemandingsmæssige begrænsninger (f.eks. søvnbehov) kan man også forestille sig, at der efter nogle timers drift holdes en driftspause for derefter at starte igen medens dette stadig er muligt uden forudgående langvarig opvarmning, genfremskaffelse af nitrogenbatterier osv.

Det forventes foreløbigt, at nævnte i alt ca. 13 t brændsel vil bestå af :

- 5,5 t halm med højt indhold af aske K og Cl og lav askeblødgøringsstemperatur,
- 2,5 t halm med lavt indhold af K og Cl og lav reaktivitet,
- 5 t træ/husholdningsaffald/husdyrgødning/... ?

Det endelige forsøgsprogram vil naturligvis blive tilpasset Eltra's prioritering.

For at begrænse kravene til oplagring og indfødning antages det, at brændslet i alle tilfælde kan fremskaffes i form af piller og gerne ø 6-8 mm piller svarende til de tidligere benyttede.

Den førstnævnte portion halm er allerede fremskaffet og oplagret ved forsøgsanlægget på DTU, hvor ca. 100 kg er benyttet til et forsøget med 50 kW anlægget i oktober 2002. Som omtalt i kapitel 3.4 er der således tilvejebragt et erfaringsgrundlag for de senere 500 kW forsøg på dette brændsel.

På grund af det besvær, det kan medføre, og ikke mindst risikoen for dyre skader på murværk mv., er det foreløbigt ikke tanken, at benytte 500 kW anlægget til provokerede agglomereringsforøg. Det antages i denne forbindelse at undersøgelser af bed-materialets tendens til at danne agglomerater ved forhøjede driftstemperaturer i stedet kan undersøges i 50 kW anlægget og/eller gennem mere laboratoriebetonede forsøg.

Det er også fortsat en mulighed at benytte det mere ”håndterlige” og mindre brændselsforbrugende 50 kW anlæg til f.eks. indledende forsøg på markant afvigende brændsler som f.eks. da der blev kørt forsøg på husdyrgødning i marts 2003 og april 2004. Endelig vil 50 kW anlægget være en oplagt mulighed til evt. forsøg med produktion af bioolie, hvorefter det kan overvejes at videreføre sådanne eventuelle aktiviteter vha. af 500 kW anlægget.

4.4 Anlægsdesign

500 kW anlæggets overordnede udformning er blevet overvejet og revideret flere gange gennem projekt 3106. Dette har resulteret i flere mulige versioner, hvoraf den endelige fremgår af skitsen i figur 11. De forud overvejede muligheder kan genovervejes, hvis anlægget senere skal tilpasses andre fysiske rammer.

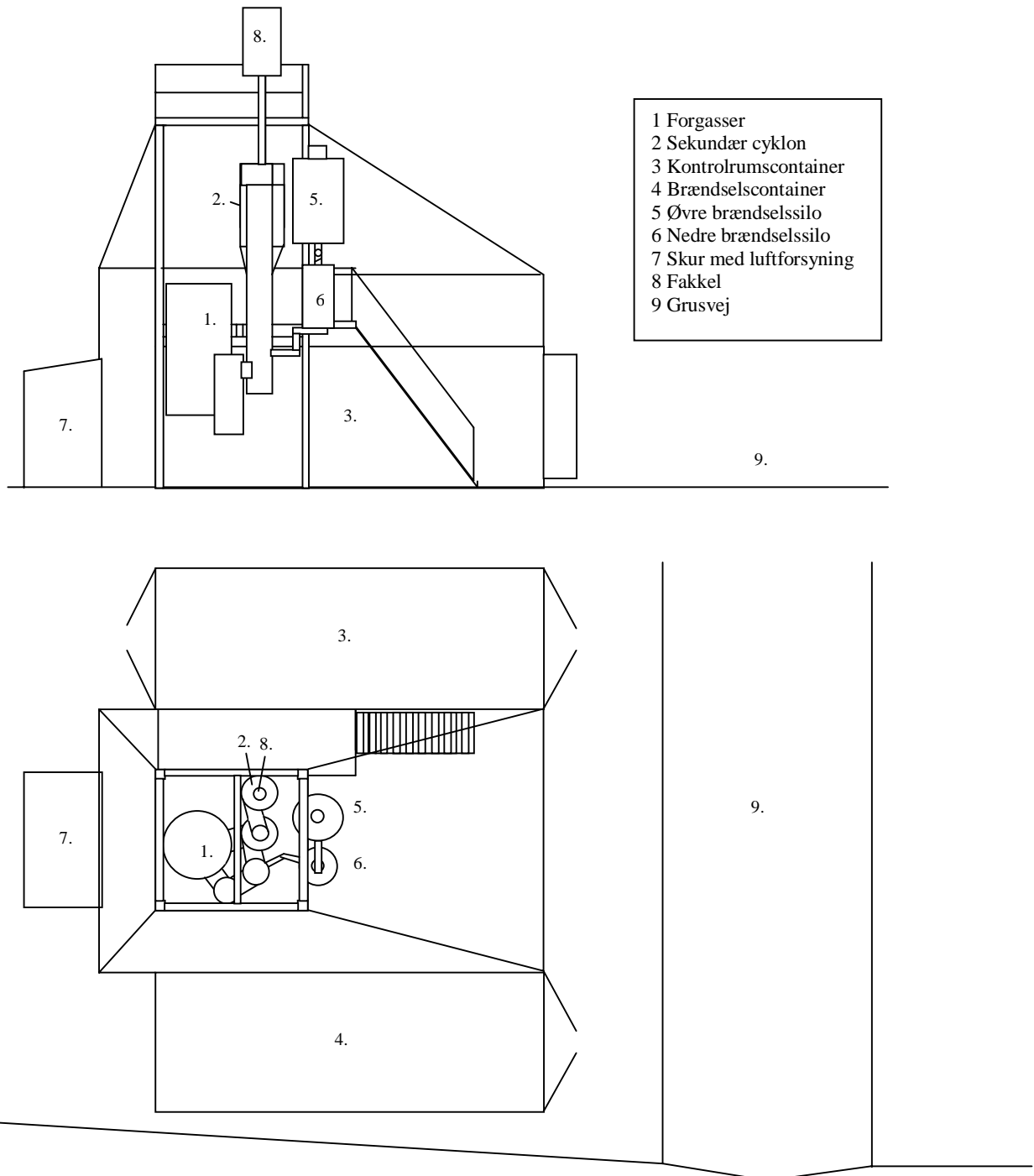
Det ses, at forgasseren sammen med brændselsindfødningssystemet er placeret i et ca. 7 m højt stålstativ som flankeres af dels 2 stk. isolerede 20 fods skibscontainere og dels et mindre skur som rummer luftforsyningen. Der er afsat ca. 1m afstand mellem forgasserstativet og containerne samt luftforsyningsskuret for at opnå gode plads- og adgangsforhold. Bemærk også, hvordan der via en lejder placeret opad kontrol- og instrumentrums-containeren er adgang til en platform, hvorfra der er adgang til såvel brændselsindfødningssystemet som den øvre del af forgasserstativet.

Forgasserstativet er øverst afsluttet med en platform, hvorfra der er adgang til forgasserens gasafgangsrør og fakkel. Gennem denne platform forløber også to store (men ikke viste) firkantede stålkanaler til sikker afledning af varm gas fra trykaflastningsventiler, der forefindes på toppen af pyrolysekammeret og koksreaktoren. Adgangen til den øvre platform vil være via 2 udvendige stiger fra taget af de to skibscontainere.

Containeren øverst i plantegningen er forsynet med dør-vinduespartier i begge gavle og tjener som kontrol- og instrumentrum, medens den anden 20 fods container tjener som brændselslager. Pladsen mellem de 2 containere er flisebelagt for bl.a. at sikre, at aske mv. der evt. spildes kan opsamles miljømæssigt forsvarligt.

Ved som vist at benytte forgasserstativet og de to 20 fods skibscontainere som basis for en inddækning, opnås en overdækket ”gårdsplads”, hvorfra anlægget kan tilses og betjenes/serviceres, og hvor brændsel, sand mv. kan håndteres og tilberedes. Den noget trangere brændselscontainer kan således nøjes med at fungere som et aflukkeligt langtidslager.

Anlæggets overdækning er udført tilpas utæt for at sikre, at der ikke kan opstå farlige gasansamlinger.



Figur 11. Skitse af 500 kW anlæggets overordnede udformning

Ønsket om, at anlægget let skal kunne flyttes til en anden placering er søgt tilgodeset på følgende måde :

- Forgasserstativet ydre mål er holdt indenfor det tilladte for lastvognstransport med bred last.
- Udvendige lejdere, gelændere m.v. er så vidt muligt udført let demonterbare og passende sektionerede,
- Både selve forgasserstativet og de deri fast ophængte komponenter, inkl. selve forgasseren, sekundærcyklonen og evt. brændselsindfødningssystemet udføres og ophænges med henblik på, at forgasserstativet skal kunne lægges ned og transporteres i vandret stilling.
- Stativets afstivningen og komponenternes ophæng kan dog forudsættes suppleret i forbindelse med transporten.

På trods af disse hensyn må det dog erkendes at det vil være et ganske stort arbejde at nedtage, flytte og retablere anlægget. Specielt vil den udførte tagkonstruktion være et problem.

De væsentligste af anlæggets hovedkomponenter beskrives yderligere men kort herefter.

4.5 Forgasserdesign

Forgasserens primære komponenter samt indfødningssneglen og den nedre brændselssilo er indikeret i figur 12 viste planskitse (er roteret 180 grader i forhold til den tidligere anlægsskitse !). Konstruktionen fremgår detaljeret af et sæt tegninger udført af Rica-Tec, hvorefter forgasseren og stativet er fremstillet af Bøgesø Maskinfabrik, idet Hasle Isomax har forsynet forgasseren med en ildfast foring.

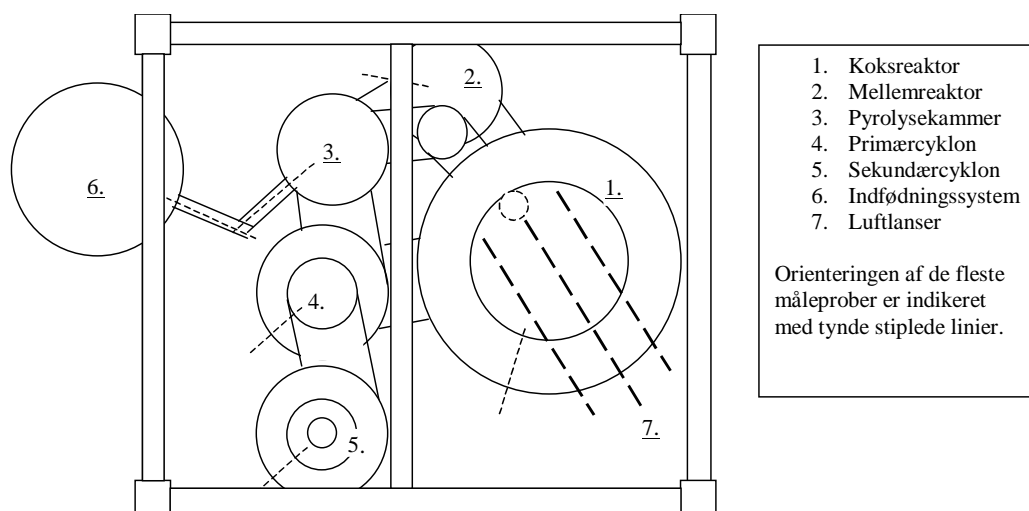


Fig 12. Skitse af 500 kW LT-CFB forgasseren set fra oven.

De væsentligste ændringer i forhold til 50 kW -anlægget er :

- For at tillade lang tids kontinuerlig drift i lighed med et kommercielt anlæg forsynes de indvendige vægge, der er udsat for slidende og korrosive processtrømme med velegnede keramiske linere.
- Denne konstruktionsmåde er kendetegnet ved relativt tykke og tunge vægge, hvorfor stativet vil være markant større og kraftigere, og hvorfor tidsbehovet til opvarmning og afkøling også vil være større.
- I den midterste del af KR udvides bed-tværsnittet konisk opadtil. Denne udformning reducerer medrivningen af kokspartikler ovenud af koksreaktoren, ligesom de stejlt skrånende bed-sider forventes at ville modvirke den potentielle dannelse af et dårligt fluidiseret koksrigt lag på bed-overfladen.
- Den ønskede gode koksomsætning forventes dog primært opnået gennem en øgning af koksreaktorens bed- og fribordhøjder, idet begge er ca. 1m.
- På grund af de således markant forøgede koks- og gasopholdstider forventes de endoterme forgasningsreaktioner, at ville blive så meget mere fremherskende, at koksen kan omsættes effektivt uden at øge det specifikke forbrug af luft og damp.
- Derved vil gaskvaliteten også blive forbedret.
- Forskydningen imod mere endoterme reaktioner forventes samtidig at ville reducere behovet for damptilsætning, når der f.eks. benyttes meget tørre brændsler, eller brændsler der af én eller anden grund efterlader en stor koksrest.
- Behovet for tilførsel af en relativ stor mængde nitrogen som fluidiserings- og ”kontrolgas” til pyrolysekommeret elimineres ved indskydning af en ”mellemreaktor”, som de cirkulerende partikler skal passere, når de strømmer fra bunden af koksreaktoren til bunden af pyrolysekommeret.
- Mellemreaktoren fluidiseres ligesom koksreaktoren med fugtig luft, hvorved det opnås, at mellemreaktoren bidrager effektivt til koksomsætningen, ligesom undgåelsen af den gasfortyndende nitrogentilsætning yderligere vil forbedre gaskvaliteten.
- Den i mellemreaktoren dannede koksgas og de indeholdte cirkulerende partikler strømmer ind i bunden af pyrolysekommeret via en vandret kanal fra toppen af mellemreaktoren. Kanalen udføres så snæver, at backmixing fra pyrolysekommeret til mellemreaktoren effektivt forhindres. På denne måde kan temperaturen i pyrolysekommeret fortsat holdes væsentlig lavere end i koksreaktoren.

Temperaturen i pyrolysekommeret bestemmes ligesom i 50 kW anlægget af partikelcirkulationen, som bestemmes af tilsætningen af forgasningsmiddel til bunden af mellemreaktoren. Hvis strømmen af forgasningsmiddel til bunden af mellemreaktoren og dermed gashastigheden bliver for høj eller for lav som følge af reguleringssystemet forsøg på at opretholde den ønskede temperatur i pyrolysekommeret, må forgasserens indhold af bed-materiale korrigeres. Nogle yderligere betragtninger vedr. mellemreaktoren fremgik sidst i afsnit 3.4.5.

For dimensioneringen af de koksomsættende tværsnit er det valgt at tage udgangspunkt i data fra 7.5 timersforsøget med 50 kW anlægget, hvor den indfyrede halmstrøm var 9.1 kg/h og den indfyrede effekt ca. 45 kW (baseret på øvre brændværdi). Den ønskede øgning af den indfyrede effekt til 500 kW forudsætter således, at brændselsstrømmen øges med en faktor 11, dvs. til 100 kg/h.

Det er dog valgt at nøjes med at øge det samlede koksomsættende tværsnit i bunden af koksreaktoren samt mellemreaktoren med en faktor 10, hvorved fluidiseringshastighederne altså øges med ca. 10%. Tværsnitsarealet i bunden af koksreaktoren er således forøget 9 gange, medens mellemreaktoren bidrager med 1/9 af koksreaktorens tværsnitsareal. De nævnte arealforhold fremkommer ved valg af bed-diametre i bunden af koksreaktoren og i mellemreaktoren på henholdsvis 750 og 250 mm. Den koniske udvidelse op gennem den midterste del af koksreaktoren eliminerer dog hastighedsforøgelsen ved koks-bedens overflade og i toppen af fribordet vil gashastigheden endda være lidt lavere end i 50 kW anlægget.

Gashastigheden i pyrolysekommeret øges med ca. 10 %, idet pyrolysekommer-tværsnittet øges med en faktor 9 og idet gasstrømmen kun forventes øget med en faktor 10, selvom brændselsstrømmen øges med en faktor 11. Årsagen til sidstnævnte er, at tilsætningen af nitrogen som kontrolgas typisk har udgjort omkring 10 % af gasstrømmen gennem 50 kW anlæggets pyrolysekommer, og at denne nitrogentilsætning nu er elimineret.

Valget af den givne hastighedsforøgelse i pyrolysekommeret skyldes primært ønsket om en mere effektiv transport af pyrolyserede kokspartikler ud af pyrolysekommeret. Der er således ofte set en forholdsvis høj koncentration af grove kokspartikler i pyrolysekommeret efter forsøg med 50 kW anlægget, og det mistænkes, at denne kan : 1) hæmme pyrolysen på grund af reduceret varmetransmission til brændselspartiklerne, 2) forstyrre partikelcirkulationen som følge af forhøjet tryktab gennem toppen af pyrolysekommeret, 3) give anledning til øget mekanisk nedslidning af koks med deraf følgende tab af fint koksstøv gennem primærcyklonen.

De valgte dimensioner og de bagved liggende skaleringsovervejelser skønnes generelt konservative. Det forventes således, at forsøgene med 500 kW anlægget vil vise, at kapaciteten reelt er større end 500 kW, hvilket i givet fald vil indikere, at arealbelastningen kan øges tilsvarende ved yderligere opskalering.

Følgende vægkonstruktion er fælles for næsten alle forgasserens mest slid- og varmepåvirkede delkomponenter :

- En støbt 100 mm hård, slidfast og korrosionsresistent keramisk liner indvendig,

- Et 75-125 mm let og elastisk men også formstabil isoleringslag af keramiske fibermåtter,
- En kraftig gastæt til dels svejset og til dels sammenflanget stålskal,
- En elektrisk varmebænder placeret udvendig på stålskallen,
- 25 mm udvendig mineraluldsisolering (dog op til 50 mm på endeflader ol.),
- En udvendig alufolieinddækning fastholdt af trådvæv.

Som indvendig keramisk liner benyttes en støbemasse betegnet D39 fra Hasle Isomax. Materialet, der er meget hårdt og lav-porøst, har på trods af en traditionel sammensætning og moderat pris en god resistens overfor alkalikorrosion. Tykkelsen af den keramiske liner er som hovedregel 100 mm og lineren fastholdes i sin position ved hjælp af et passende antal murværksankre, der svejdes indvendigt på stålskallen forud for den indvendige isolering og udstøbning. Ankrene, der er fremstillet af 18/8 fladstål, rækker ca. halvvejs ind gennem den hårde keramiske liner. Isoleringsmaterialet mellem den keramiske liner og stålskallen består af keramiske fibermåtter, som forud for støbningen af den keramiske liner er indlagt i flere lag med forsatte stød.

Bortset fra mindre og let demonterbare endedæksler, mv. fremstilles stålskallen af alm. kulstofstål. Den bedre varmeledningsevne og mindre temperaturudvidelseskoefficient i forhold til austenitisk stål giver således væsentlige fordele som bedre intern temperaturudligning, mindre termisk ekspansion og derfor også færre interne spændinger og bedre formstabilitet.

Stålskallens tykkelse er 5 mm for alle cylindriske svøb og op til ca. 12 mm for de største plane endedæksler. Pladetykkelserne er valgt i overensstemmelse med dimensioneringen af modholdene på forgasserens trykaflastningsdæksler (max. 0,5 baro). Desuden ønskes en jævn temperaturfordeling, mulighed for simpel ophængningsmåde, men også begrænset vægt og materialeforbrug.

Stålskallen påføres både ind- og udvendigt en primer for at holde fladerne rene og fri for korrosion under fremstillingsprocessen. Primeren vælges under hensyn til den tilstræbte driftstemperatur (se herunder).

Det er et væsentligt krav til både stålkonstruktionen og den keramiske foring, at forgasseren skal kunne tåle den forudsatte vandrette transport. Dette ikke blot under transporten fra leverandøren, men også gentagne gange efter lang tids drift på DTU og senere opstillingssteder.

De givne isoleringstykkelser, inkl. den 25-30 mm tykke mineraluldsisolering udvendig på stålskallen er valgt med henblik på at opnå en overfladetemperatur på max. ca. 50 C ved

normal stålskalstemperatur temperatur på godt 200 C. Sidstnævnte temperatur vil modvirke kondensation af tunge og sure tjærestoffer på indersiden af stålskallen.

Med den valgte isolering kan varmetabet begrænses til ca. 0.35 kW pr. m² regulær overflade, og max. ca. 25 kW for forgasseren som helhed. Der forventes dog at kunne kompenseres for ca. halvdelen af varmetabet ved forvarmning af forgasningsmidlet samt vha. elektriske varmepatroner anbragt i luftlanser, mv.. Derved begrænse nettovarmetabet til godt 2 % af den indfyrede brændselseffekt og det ukompenserede varmetab pr. kW indfyret effekt vil således højst være ca. 2 %-point større end forventet for senere meget store og derfor næsten adiabatisk anlæg.

Den udvendige mineraluldsisolering betyder endvidere, at i sær den første del af opstarten kan lettes ved hjælp af 5 elektriske varmebændler, fordelt de cylindriske stålskaller på hver af forgasserens 5 tunge hovedkomponenter. Såvel disse 5 varmebændler som 2 mindre højtemperatur-varmebændler på de kun udvendigt isolerede stålrør under og ovenud af sekundærcyklonen ses indikeret i figur 13.

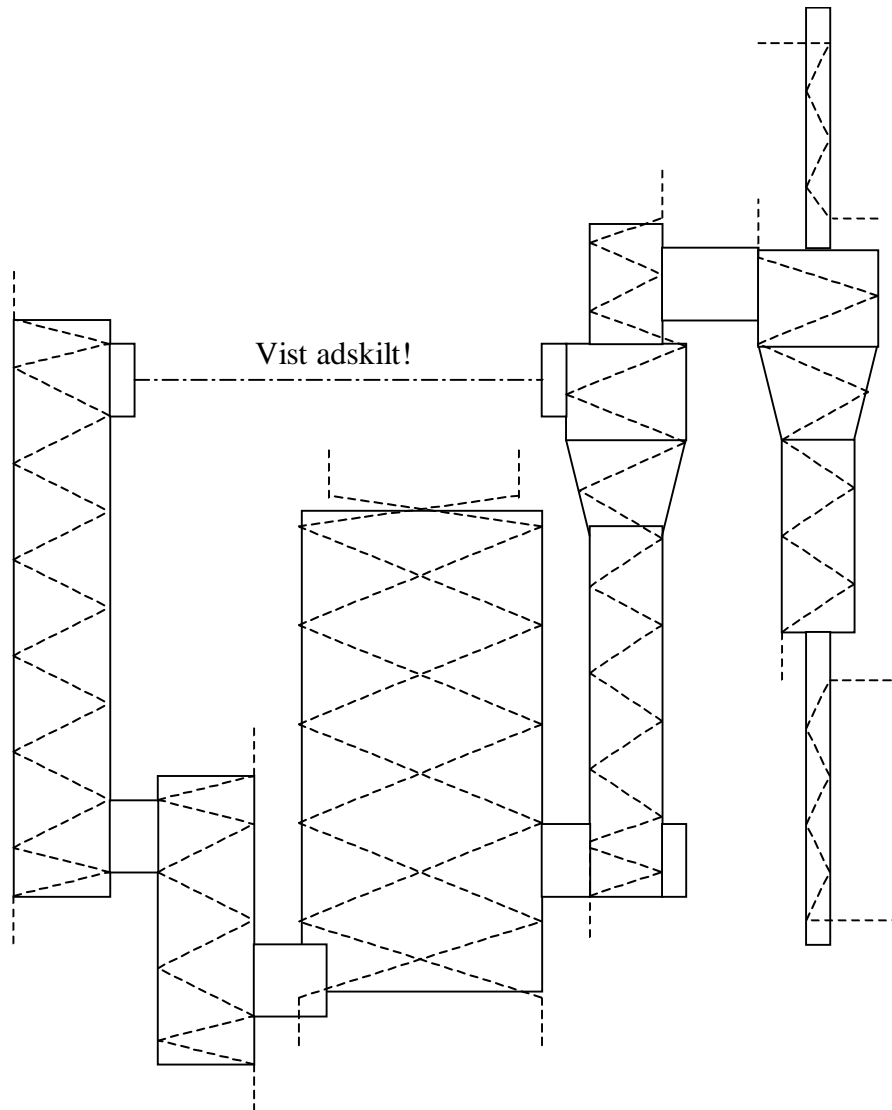
I figur 13 er det også søgt indikeret, at de førstnævnte 5 varmebændler:

- ikke føres hen over de større flangesamlinger mellem hovedkomponenterne,
- også føres rundt på koksreaktorens relativt store endebunde, men ikke på mindre endedæksler o.l.
- vikles tættere i nærheden af uopvarmede endedæksler og større flangestudse, for at kompensere for disses ekstra varmetab.

De enkelte bændler samt disses effektforsyninger dimensioneres, så stålskallen og den keramiske foring kan opvarmes til mindst 200 C i løbet af 1-2 døgn. Som senere beskrevet vil elvarmelegemer placeret i (bl.a.) luftfordeler-lanserne dog være hovedkilden til elforvarmningen af partiklerne i koksreaktoren og mellemreaktoren i forbindelse med opstart.

Serien af følgende via flangesamlinger koblede hovedkomponenter forventes at kunne udføres med en elasticitet, der er stor nok til, at en termisk kompensator mellem disse kan undgås :

- Koksreaktor,
- Mellemreaktor,
- Pyrolysekammer,
- Primær cyklon,
- Primærcyklon-L-benet.



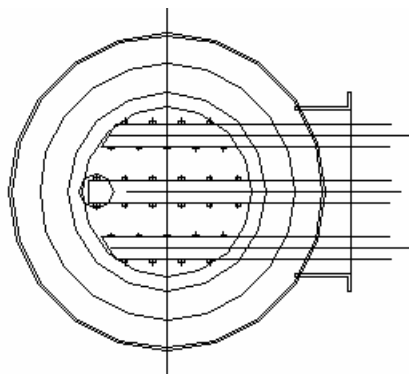
Figur 13. Placering af el-varmebåndler

For yderligere at sikre konstruktionen imod utilsigtede termiske spændinger indrettes effektstyringen af varmebåndlerne på at holde stålskallen på samme jævnt fordelte temperatur. Dette er især relevant under opstart, hvor pyrolysekompartimentet benyttes som opstartsreaktor, med deraf følgende risiko for, at ståltemperaturen på det meget vertikalt udstrakte PC-L-ben temperaturmæssigt "kommer bagefter". På samme måde kan det modvirkes at ståltemperaturene bliver uensartede under afkøling.

Forsøgsopstillingens varme og tunge komponenter dvs. selve forgasser-loopet og sekundærcyklonen bæres af en stålprofilramme, der er placeret ca. i stativets halve højde (ses bl.a. i figur 12). Her er koksreaktoren dels fikseret på den centrale bærebjælke og dels vandret forskydeligt understøttet af den yderligt i stativet placerede bærebjælke. Vægten af pyrolysekompartimentet, og begge cykloner understøttes fjedrende og kun ensidigt af den centrale bærebjælke, medens mellemreaktoren ikke er selvstændigt understøttet, men hænger i de 2 store flangesamlinger til koksreaktoren og pyrolysekompartimentet.

Gasafgangsrøret bæres primært af sekundærcyklonen, idet fakkell-arrangementet yderligere stabiliseres passende på stativets øverste platform.

Forgasningsmiddel i form af fugtig luft tilføres som fluidiseringsgas til primært bunden af koksreaktoren. Dette gennem en rør-luftfordeler bestående af 3 dyserør af varme- og korrosionsbestandigt stål (253 MA). De 3 dyserør føres ind gennem siden af koksreaktoren gennem 3 separate gennemføringer. Dette i en mindre hældning fra vandret, så luften afleveres tæt på koksreaktorens tilsvarende skrånende bund. Luftfordelerens omtrentlige udformningen fremgår set ovenfra af figur 14, hvor man ser, at luften tilføres via dyser jævnt fordelt over bed-tværsnittet, idet dyserne skråt nedadrettet peger ud til hver side af 3 stk luftlancer.



Figur 14. Dyserør med dyse og elektrisk varmelegeme.

Ved at udforme luftfordeleren som beskrevet opnås følgende:

- Dyse-rørernes forholdsvis store diameter gør dem passende stive og selv bærende
- Luften fordeles jævnt over bed-tværsnittet langs i alt seks liner med en indbyrdes afstand på ca. 12 cm.
- Graden af vertikal sand-koks segregering i beden vil om ønsket kunne påvirkes ved at fordele luften uensartet mellem den midterste og de yderste dyserør,
- Hvert af dyserørerne kan indvendigt forsynes med et elektrisk varmelegeme på (maks.) 2 kW.

De tre elektriske varmelegemer termostateres så de er i stand til at opvarme dyserørerne til op imod 600 C. På denne måde kan luftfordeleren benyttes til at :

- bidrage til en langsom forvarmning af koks-beden fra kold tilstand (gennem f.eks. 1-2 døgn),
- forvarme de partikler, der under opstarten strømmer fra koksreaktoren til mellemreaktoren,
- forvarme fluidiseringsgassen, så der tidligere under opstarten kan opnås et effekt-bidrag fra oxidation af kokspartikler, der befinder sig tæt på luftfordeleren,

- kompensere for forgasserens varmetab under alm. drift.

For også at kunne opnå en vis begrænset men bekvem forvarmning af sandet i mellemreaktoren, er der placeret et tilsvarende varmelegeme i en gaslanse der fra mellemreaktoren rækker ind i partikeludløbet fra koksreaktoren.

Mellemreaktoren er en nyhed i forhold til 50 kW forgasseren, hvorved en række hensyn søges tilgodeset :

- Mellemreaktoren bidrager til koksomsætningen, idet der også føres luft og vanddamp til bunden af mellemreaktoren, hvori strømningsforholdene og temperaturen tænkes indstillet omtrent som i koksreaktoren
- Især de mindste af de recirkulerende kokspartikler gives på denne måde en mulighed for at blive omsat inden de når primærcyklonen,
- Den i mellemreaktoren producerede svage koksgas tjener som fluidiseringsgas i bunden af pyrolysekompartimentet, hvorved behovet for inaktiv gas til dette formål bortfalder (er hovedårsagen til 50 kW anlæggets nitrogenforbrug),
- Det kan senere overvejes at montere en forlængelse af toppen af mellemreaktoren, så der deri dannes et passende højt fribord over bedet. Fra toppen af dette fribord vil der formentlig kunne tappes en mindre strøm af partikel- og tjærefattig koksgas, der efter passende køling, rensning og tryksætning kan benyttes som iltfattig drivgas til bl.a. primærcyclon-L-benet. Derved kan anlæggets nitrogenforbrug under normal drift formentlig helt elimineres. Denne løsning undlades dog foreløbigt for ikke at komplicere anlægget og driften unødigt.
- Samtidigt eller alternativt kunne der i et sådant tilføjet fribord placeres, en (f.eks.) propangas-opstartsbrænder. Denne komplikation skønnes dog foreløbigt også at kunne undgås ved i stedet at benytte de nævnte elvarmelegemer i kombination med en under opstarten løst monteret brænder i pyrolysekompartimentet.

Udtagning af bed-materiale både under drift og efterfølgende tænkes foretaget ved hjælp af en snegl monteret i bunden af mellemreaktoren.

4.6 Brændselsindføding

Ved fremskaffelse af en passende ydedygtig valse til ”in-line” knusning af brændelsespillerne er det fundet muligt at suge brændelsespillerne direkte fra brændelselageret, gennem valsen og til den øverste af de 2 brændelssiloer, der i figur 11 ses ophængt i forgasserstativet. Fra denne ca. 1 m³ store silo genopfyldes den væsentligt mindre og vejecelle-ophængte nedre brændelssilo, hvorfra brændslet via en doserende bund-udmader føres ind i pyrolysekompartimentet via en hurtigt roterende snegleindføder.

Der vil under drift altid være et mindre overtryk i den nedre brændselssilo, hvorfor der mellem den øvre og den nedre silo indgår en gastæt butterflyventil, som kun åbnes medens der føres brændsel ned i den nedre silo. Samtidig vil såvel den pneumatiske brændselstilførselsledning som en sugeledning til toppen af den øvre silo være afspærrede. Pga. af dette slusesystem vil det altså ikke på samme måde som med 50 kW anlægget være nødvendigt at stoppe anlægget for påfyldning af brændsel.

Størrelsen af den øvre silo gør det muligt at være nogle timer foran med brændselstilberedningen og påfyldningen, så der bliver tid til løsning af evt. problemer i det forudgående system, og så der kan spares på bemanningen af indfødningssystemet.

For at undgå, at der strømmer varme brændbare gasser tilbage i indfødningssystemet tilføres dette N₂ på passende måde, ligesom selve indfødningssneglen er forsynet med en vandkølet kappe. Endelig vil måling af en overtemperatur på fødesneglen medføre en automatisk sikkerhedsafslåsning af anlægget.

4.7 Øvrige hjælpesystemer

Som i nogen grad allerede beskrevet er følgende hjælpesystemer indeholdt i anlægget :

1. Et brændselstilberednings- og indfødningssystem
2. Et luftforsyningssystem (som senere tænkes suppleret med luftbefugtere)
3. Et N₂-forsyningssystem baseret på højtryks-flaskebatterier
4. Systemer for fremføring og fordeling af el, vand og trykluft
5. Et gasafgangsrør med topmonteret fakkel samt studs for måling af gassens støvindhold
6. Et SRO-system med tilhørende måle- og reguleringsudstyr

Et detaljeret procesidentifikationsdiagram er udarbejdet og opdateres løbende.

4.8 Realisering af 500 kW anlæg

Selve 500 kW forgasseren blev leveret i sit stativ umiddelbart før sommerferien i 2003. Forinden var opstillingspladsen blevet ryddet og delvist flisebelagt og der var støbt fundament, ligesom de to skibscontainere var opstillet og brændsel til de første forsøg fremskaffet og placeret i brændselscontaineren. Siden er anlægget blevet inddækket med bl.a. en tagkonstruktion og alle nødvendige forsynings-, hjælpe, måle- og kontrolsystemer tilføjet.

Fra de seneste måneder frem imod idriftsætningen kan nævnes:

- Opbygning af et moderne, men foreløbigt dog kun sikkerhedsorienteret PLC baseret kontrolsystem, så kun automatisering udestår forud for det videre forløb i PSO 4833 projektet

- Realisering af et delvist PLC-kontrolleret N₂-fordelingssystem fra centrale N₂-batterier til forsyningssteder på anlægget (f.eks. gaslanser, L-benslanse og indføder)
- Tætning af forgasseren samt efterfølgende læktests
- Udvendig isolering af forgasseren
- Færdiggørelse og tilslutning af trykmålesystem
- Tilslutning af gas- og temperaturmålesystemer

Specielt er 500 kW anlæggets idriftsætning blevet indledt med bl.a.:

- Fremskaffelse af sand og tilberedning af ca. 5 t halm,
- Udglødning af forgasserens ildfaste foring,
- Funktionsafprøvning af systemet for brændsels- tilberedning og indfødnings,
- Koldtest af alle forsyninger og hjælpesystemer i øvrigt,
- Påfyldning af sand samt gennemførelse af et "koldt" fluidiseringsforsøg,
- Montering af gasbrænder m.m.

Både det nævnte og den forudgående indsats med realisering af 500 kW anlægget har vist sig betydeligt mere tids- og ressourcekrævende end oprindeligt forudset.

4.9 Opstartsforsøg med 500 kW anlæg

Opvarmningen forud for forsøget blev igangsat den 26/11-2004 og forsøget blev afsluttet den 2/12-2004. Forsøget blev udført med samme meget problematiske type hvedehalm fra 2002 som benyttet under det tidligere omtalte skalaforsøg (afsnit 3.4).

4.9.1 Formål

Det primære formål var at foretage et første forsøg på det nyetablerede 500 kW LT-CFB anlæg på DTU. Dette med henblik på at teste, at alle forsyninger virkede optimalt og om alle anlægskomponenter fungerede i samspil med helheden. I så fald var målet 12 timers stabil og repræsentativ drift.

Formål for opstartsforsøget på 500 kW anlægget 26. nov. - 2. dec. 2004

At foretage en opstart af 500 kW anlægget og søge at opnå 12 timers drift

Tabel 16 : Formål for opstartsforsøget

Forgasserens keramiske foring var på forhånd kun delvist udtørret, så opvarmningen af forgasserens delkomponenter udover de tidligere opnåede temperaturer skulle foregå med maksimalt 40°C/time. Dette forlængede opvarmningstiden og fremtidige opstarter vil altså kunne foretages væsentligt hurtigere.

Brændslet var hvedehalm fra 2002 høstet i Kolindsund og altså fra samme portion som benyttet under ”skalaforsøget” med 50 kW anlægget d. 30. oktober 2002. Der blev ikke dengang foretaget en fuld analyse af halmen, men dette er gjort forud for dette forsøg. Som det fremgår af tabel 17 er der tale om høje koncentrationer af K og Cl og et usædvanligt højt askeindhold.

	Fugt	Aske	Kalium	Klor	Brændværdi
(basis)	(rå)	(tør)	(tør)	(tør)	(øvre, rå)
Hvedehalm 2002	9,6 %	12,3 %	1,7 %	0,6 %	15,67 MJ/kg

Tabel 17 : Analysedata for benyttet hvedehalm 2002

Alle forsyninger, trykmålesystemet mv. blev testet under et forudgående koldt fluidiseringsforsøg den 4. november 2004, hvor forgasseren blev påfyldt 925 kg sand (Dansand no. 13), og hvor det bl.a. blev iagttaget, hvordan sandet fordelte sig i kamrene.

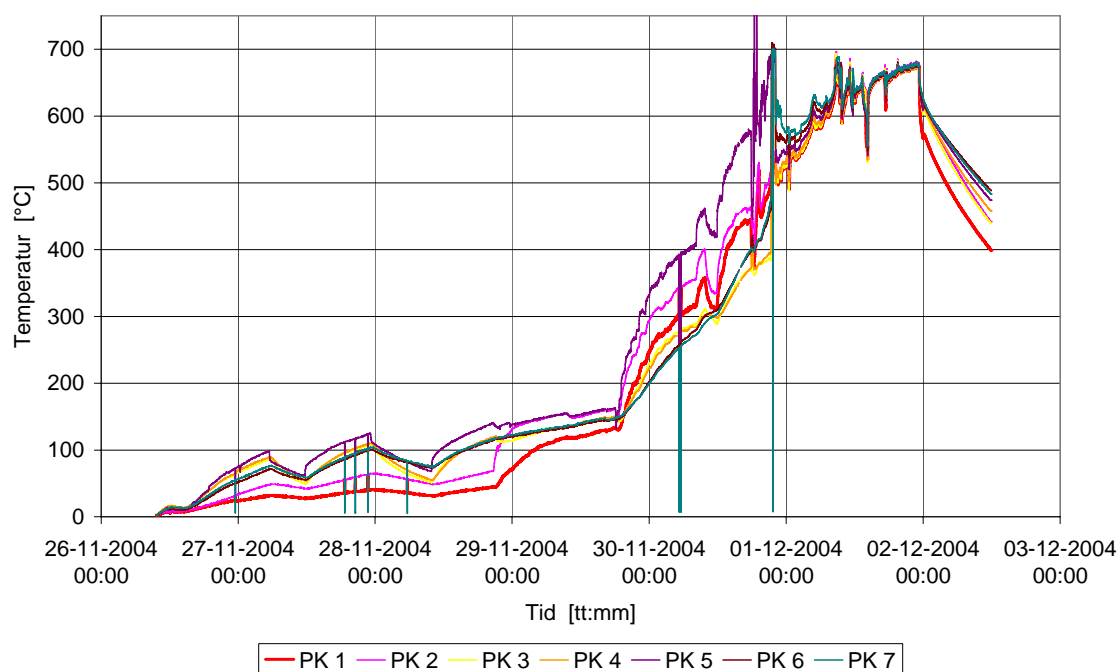
4.9.2 Forsøgsbeskrivelse

Opvarmningen af anlægget startede fredag den 26. november 2004 ved, at der blev tændt for de 6 el-varmebændler, der ligger uden på stålskallen og for de 4 el-lanser i bunden af forgasseren. Mandag den 29. november kl 18.15 blev der endvidere tændt for en flaskegasbrænder rettet imod en studs i pyrolysekommeret, og tirsdag den 30. november kl. 19.23 blev indfødningsen af halm indledt på lavt niveau. Den indfyrede halmmængde blev langsomt øget natten igennem og fra kl 12.21 den 1. december 2004 blev der kørt fuld indfyret effekt (120 kg/h ~ 522 kW).

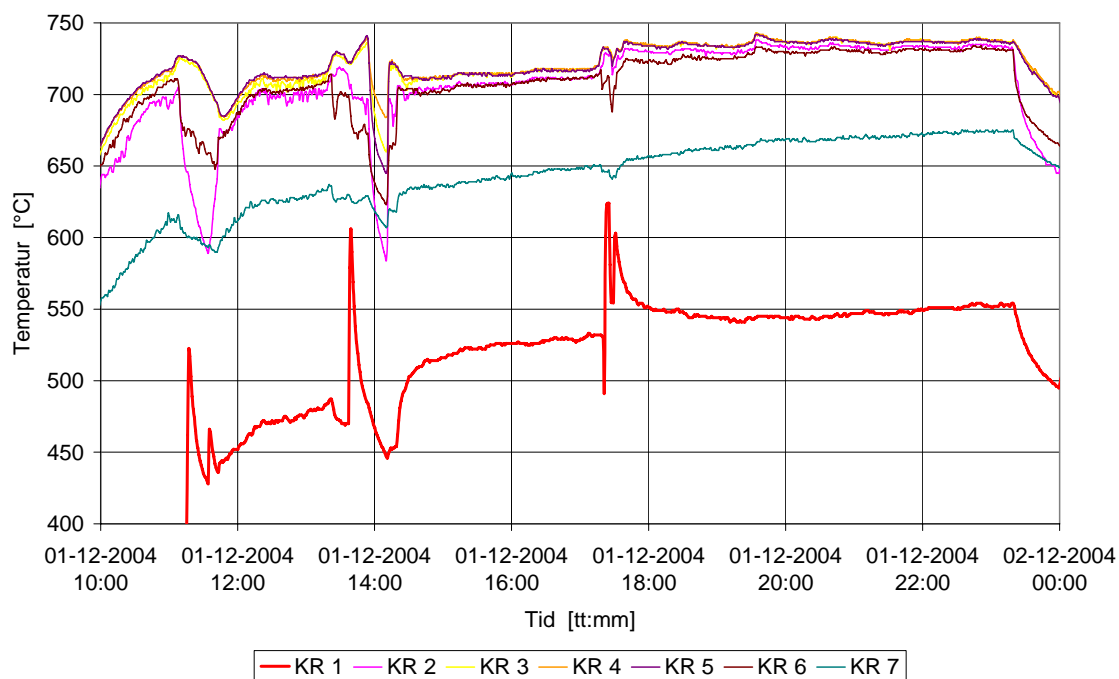
Temperaturerne målt i pyrolysekommeret under hele forløbet er vist i figur 15. (De 7 temperaturmålesteder PK1 – 7 er placeret nedefra og op i kommeret).

Der blev kørt ved fuld effekt frem til kl 23.17 kun afbrudt af to korte pauser på tilsammen godt 1 time, hvor L-bens -lansen blev rensat, og der blev udtaget bed-materiale prøver fra KR-MR kanalen.

Som det fremgår af figur 16 blev processens meget vigtige og maksimale temperaturer, dvs. bed-temperaturerne i koksreaktoren (KR), holdt meget konstante på først lige omkring 710 °C og dernæst omkring 735 °C. (Den nederste temperaturmåling KR1 afspejler ikke bedens temperatur, fordi termoelementet ikke rækker helt ind i det fluidiserede område, medens den øverste temperaturmåling KR7 er placeret væsentlig over bed-overfladen og derfor er influeret af de koldere omgivelser i KR fribordet). Især den sidste del af driften, dvs. fra kl. 17.45 til kl. 23.15 (5½ time) var særdeles stabil og uden nogen som helst indgreb eller problemer.



Figur 15 : Temperaturer målt i pyrolysekommeret hen igennem hele 500 kW opstartsforsøget



Figur 16 : Temperaturforløb for koksreaktoren i den sidste del af 500 kW opstartsforsøget

Nogle vigtige data fra slutningen af de to omtalte meget stabile perioder er anført i tabel 18.

Typiske driftsdata		Tidspunkt		
		kl. 17.00	kl. 23.00	Enhed
Tilførsler	Halm	522	522	kW
	Halm	120	120	kg/h
	Luft KR	104	104	kg/h
	Luft MR	13	13	kg/h
	Luft PK	7	8	kg/h
	N ₂ L-ben	6	6	kg/h
	N ₂ øvrige	6	6	kg/h
	El lanser	8	8	kW
Temperaturer	Temp. KR	717	738	°C
	Temp. MR	717	738	°C
	Temp. PK	663	675	°C

Tabel 18 : Vigtigste driftsparametre for 500 kW opstartsforsøget

4.9.3 Koksomsætning

Formålet med forsøget var primært at påvise driftsstabilitet over mange timer, og der var således ikke fokus på optimering af driften i nogen henseende. Der blev derfor også kun udtaget to prøver af bed-materialet fra KR-MR kanalen, som udelukkende blev visuelt vurderet. Prøverne viste ingen tegn på koks- eller askeophobning eller agglomering og koksindholdet blev vurderet til at ligge på et hensigtsmæssigt og konstant niveau imellem de to prøveudtagninger. Trykmålingerne viste heller ikke tegn på andet end en stabil sammensætning af bed-materialet i koks-bedden og bed-højden ændrede sig ikke nævneværdigt hen igennem forsøget.

Der blev udglødet en prøve af asken under forsøget og yderligere 3 udglødninger af asken blev foretaget efterfølgende. Alle disse 4 analyser er foretaget på meget små prøver og på kort tid og de er derfor behæftet med stor usikkerhed. I nedenstående tabel 19 er analyse 1 og 2 således foretaget på prøver fra samme asketønde, den første prøve under forsøget og den anden efterfølgende.

Analyse nr.	Aske tønde nr.	Tidsinterval kl.	% Udglødbart	% af indfyret masse	% af indfyret energi
1	4	18:07-19:10	16	1,6	3,4
2	4	18:07-19:10	24	2,4	5,1
3	5	19:10–22:10	25	-	-
4	6	22:10–23:17	24	2,9	6,1

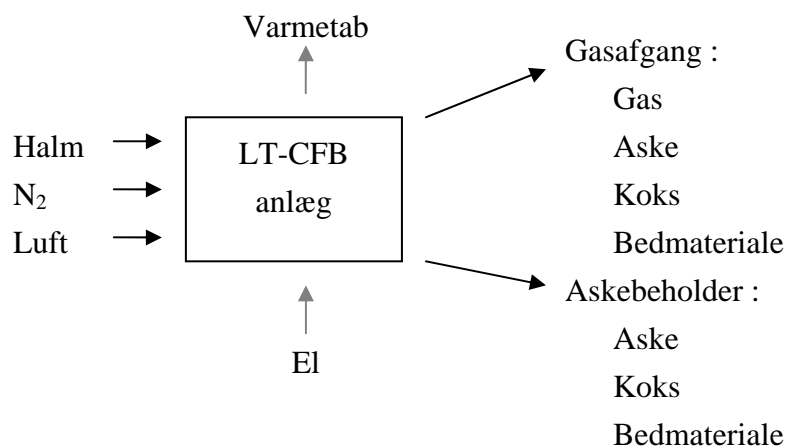
Tabel 19 : Udglødningsresultater af askeprøver fra 500 kW opstartsforsøg

Samlet set viser analyserne, at niveauet for kokstabet er tilfredsstillende. Dette i betragtning af, at der ikke har været fokus på minimering af dette.

4.9.4 Masse- og energibalance

Nedenstående figur 17 viser alle masse- og energistrømme ind og ud af LT-CFB anlægget. Under dette første forsøg på 500 kW anlægget blev der ikke foretaget en støvmåling i produktgassen og det var således ikke muligt at fastslå en virkningsgrad af sekundær cyklonen. Der blev ikke observeret hverken væsentlige mængder af ”ildfluer” i flammen eller markante tab af bed-materiale og på basis af dette skønnes foreløbigt og formentlig pessimistisk en virkningsgrad for sekundær cyklonen på 90%. Baseret på dette skøn beregnes mængden af aske, koks og bed-materiale ud fra den opsamlede mængde i askebeholderen. Da bed-højden i anlægget var stort set konstant igennem forsøget antages det forenkende, at der intet bed-materiale blev tabt, og at der ikke blev ophobet aske i anlægget. Der blev ikke tilført bed-materiale under forsøget og massen af de få udtagne prøver er negligeret.

Masse- og energistrømmen af koks er baseret på et gennemsnit af udglødningsresultaterne fra tabel 19.



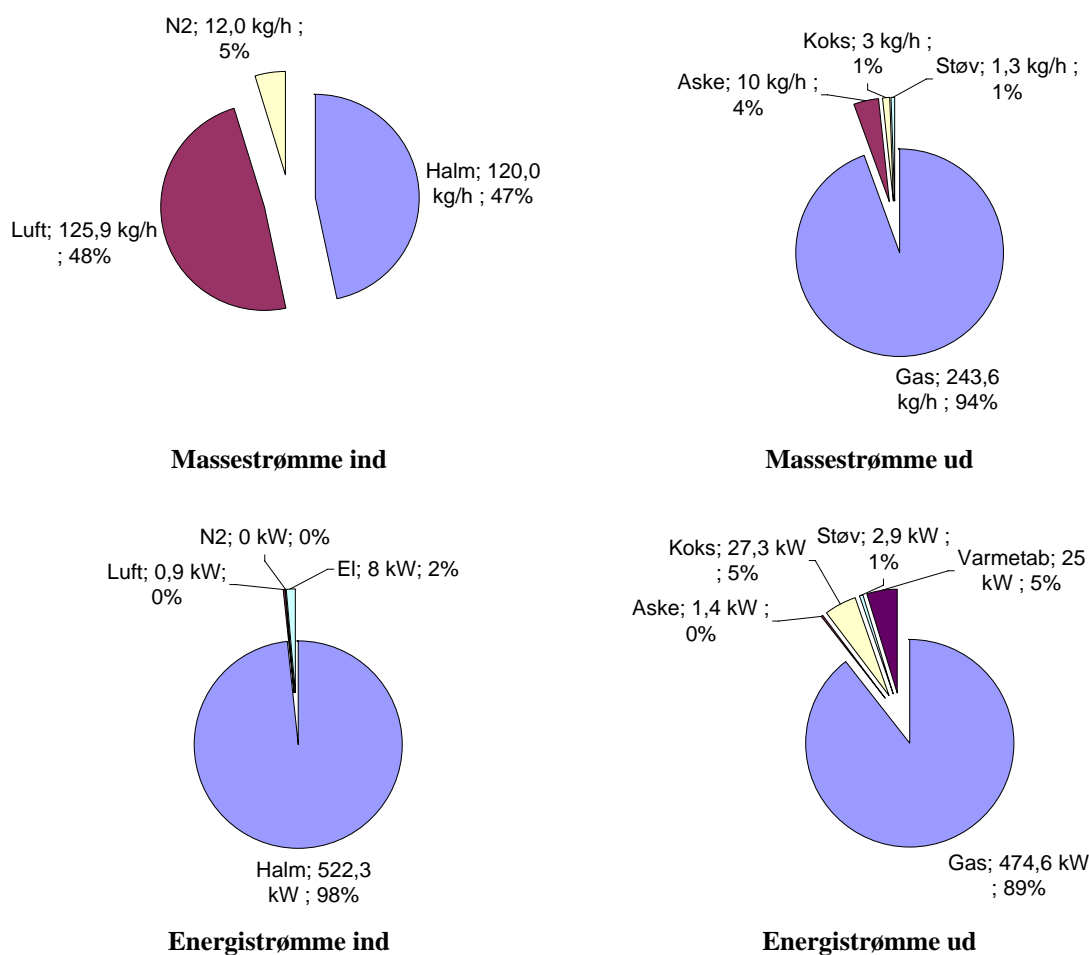
Figur 17 : Masse- og energistrømme ind og ud af LT-CFB anlæg

Varmetabet er simpelt anslået ud fra temperaturfaldet for anlægget efter forsøget til ca. 25 kW ved fuld driftstemperatur. For delvist at kompensere for dette varmetab, blev der tilført 2 kW el til hver af de fire lanser i forgassen (3 i KR og 1 i MR).

Koksreaktor-luften blev tilført fra en Rootsblæser, der opvarmede luften til ca. 50 grader C, hvilket svarer til en beskedent tilført effekt på knap 1 kW.

Da hverken massestrøm eller brændværdi af produktgassen måles udregnes disse ved differens via masse- og energibalancen.

Resultaterne baseret på de ovennævnte forudsætninger fremgår af figur 18.

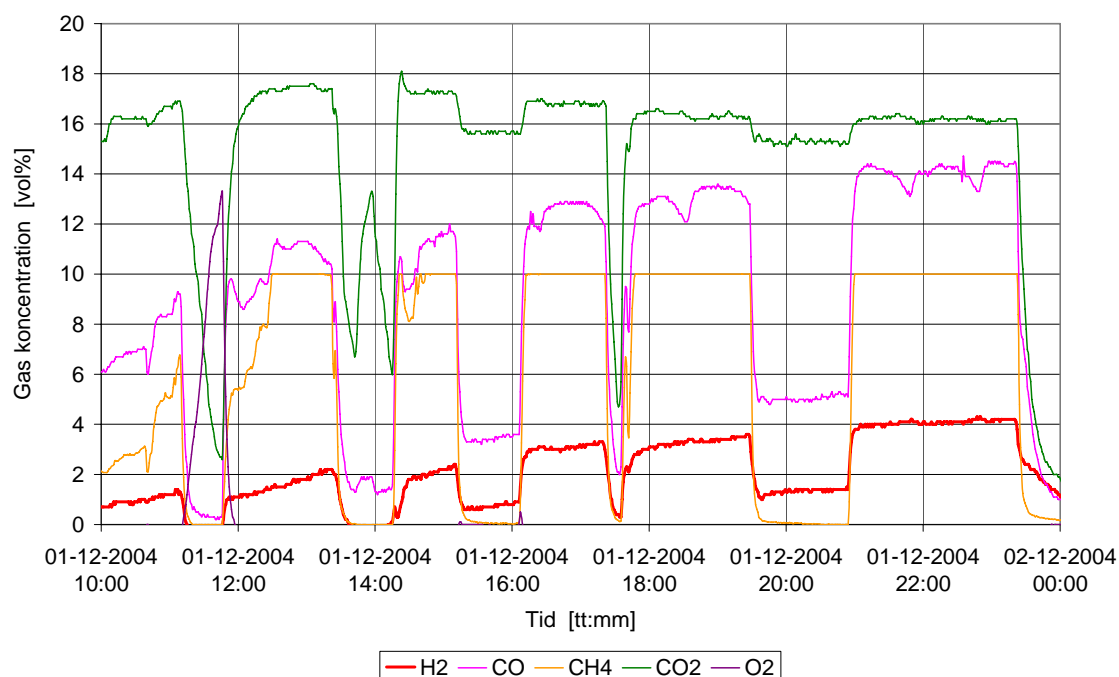


Figur 18. Masse- og energibalancer fra idriftsætningsforsøget.

4.9.5 Gaskvalitet

Gassen ved gasafgangen (produktgassen) og i toppen af koksreaktoren (koksgassen) blev skiftevis ledt til gasmålebænken og således analyseret for H_2 , CO , CH_4 , CO_2 og O_2 og måleresultaterne fra den sidste del af forsøget ses i nedenstående figur 19.

Det ses, at CH_4 måleren typisk giver max udslag (10%) ved måling på produktgassen, hvilket dog i høj grad skyldes instrumentets krydsfølsomhed overfor produktgassens store indhold af tungere kulbrinter. Når der måles fra koksreaktoren viser CH_4 måleren derimod 0, hvilket indikerer, at halmen er fuldt pyrolyseret i pyrolysekommeret inden den tilføres koksreaktoren.



Figur 19 : Gassammensætning igennem den sidste del af forsøget

I nedenstående tabel 20 er den gennemsnitlige gassammensætning for den sidste mest stabile periode vist, og i parentes er til sammenligning vist de målte gassammensætninger fra 50 kW skalaforsøget foretaget på den samme halm :

	Produktgas	Koksgas
H_2	4,2 (2,3)	1,4 (1,2)
CO	14,4 (8,8)	5,2 (3,5)
CO_2	16,2 (14,1)	15,2 (15,5)
CH_4	10 (7,8)	0 (0,2)
O_2	0 (0)	0 (0)

Tabel 20 : Gennemsnits gassammensætning (vol%)

Som det fremgår, er 500 kW produktgassen mere koncentreret end 50 kW gassen. Dette skyldes primært en relativt lavere mængde tilført N_2 . Koksgassens højere CO/CO_2 forhold, skyldes sandsynligvis, at en større del af CO_2 reagerer med koksen til CO pga. den større bed-højde.

På basis af masse- og energibalancerne i afsnit 4.9.4 er udregnet en brændværdi af produktgassen på 7,2 MJ/kg svarende til ca. 8,7 MJ/Nm³ fugtig gas. Dette resultat er som forventet markant bedre end beregnet for 50 kW skalaforsøget (4,7 MJ/kg ~ 5,6 MJ/Nm³). Forbedringen skyldes formentlig primært de større koks- og gasopholdstider i 500 kW anlæggets koksreaktor, et deraf følgende mindre specifikt luftforbrug, og den relativt mindre tilførsel af N_2 .

4.9.6 Opsamling

Formålet blev opfyldt, idet anlæggets funktion viste sig at være meget tæt på perfekt, og idet forekommende små-problemer blev løst undervejs. Anlægget blev således først planmæssigt og kontrolleret lukket ned, da N_2 -batterierne kun levnede nok N_2 til en velkontrolleret afkøling.

Der var da opnået ca. 13 driftstimer ved de tilsigtede procestemperaturer, hvoraf de sidste 10 timer ved en indfyret effekt på 522 kW, og hvoraf de sidste godt 5 timer uden hverken indgreb eller driftsforstyrrelser af nogen art.

Både processtabiliteten og gaskvaliteten oversteg forventningerne, medens kokstabet var tilfredsstillende i forhold til, at dette ikke blev søgt minimeret.

Nogle mulige forbedringer forud for senere forsøg er:

- Erstatning af N_2 -tilsætningen til L-benet med luft kontrolleret af PLC-en, hvorved L-bensfunktionen kan optimeres, N_2 forbruget halveres og koksomsætningen og gaskvaliteten forbedres,
- Minimering af de øvrige N_2 -tilførsler,
- Tilsætning af en beskedne damp- eller vandstrøm til koksreaktoren og/eller mellemreaktoren, så lufttilsætningen kan øges og koksomsætningen derved forbedres,
- Minimering af den beskedne lufttilførsel til bunden af pyrolysekompartimentet (som var utilsigtet og formentlig unødvendig),
- Måling af støv i produktgassen,
- Forbedring af trykmålesystemet,
- Reduktion af koksreaktor-luftfordelerens dyser med henblik på forbedret funktion ved delast.

Resultaterne vil blive gransket yderligere med henblik på identificering af yderligere optimeringsmuligheder forud for det næste forsøg. Her er det oplagt at fortsætte på samme halm og bed-materiale, så ophobning af bl.a. K i bed-materialet kan konstateres og erfaringer over længere driftstid opnås.

5 Fokusering og modellering

5.1 Indledning

For at kunne optimere LT-CFB processen yderligere er der blevet fokuseret på 7 emner, som er særligt væsentlige for processens performance. Dette primært med hensyn til sikring af lang tids driftsstabilitet, minimering af koks- og partikeltab, optimal K/Cl tilbageholdelse og øget gaskvalitet.

De berørte emner er :

1. Modellering
2. Fluid dynamik
3. Pyrolyse
4. Kokskinetik
5. Askeopførsel
6. Partikelseparation
7. K/Cl tilbageholdelse

Der er udarbejdet særskilte rapporter for hvert af underemnerne, og i de følgende afsnit bringes blot et kort resume af formålet med undersøgelserne, de benyttede metoder og opnåede resultater.

5.2 Modellering

5.2.1 Indledning

Matematisk procesmodellering er en nødvendighed i forbindelse med optimering og opskalering, da sammenhængen imellem input og output derved kan beskrives og kvantificeres nærmere. Det overordnede formål med at opbygge en matematisk computer model af hele LT-CFB processen er primært at kunne bestemme indflydelsen af tilført luft og damp, brændselsspecifikationer og temperaturer rundt i anlægget. Dette primært med henblik på at kunne minimere kokstabet fra processen og optimere gaskvaliteten. Det vil desuden være muligt at variere komponent dimensioner og dermed undersøge ændrede anlægskonfigurationer og opskalerede anlæg.

5.2.2 Metode

Indledningsvist blev det vurderet, hvorledes de beskudte midler sat af til dette projekt punkt bedst kunne benyttes. To forhold blev i den forbindelse overvejet :

- En lille model bygget op i løbet af den korte tilrådighedværende tid blev vurderet til ikke at kunne bidrage med væsentlig ny information. Dette dels grundet en nødvendig lav detaljeringsgrad i en ny model bygget op fra bunden, og dels da 3 mindre modeller af LT-CFB delprocesser allerede var opbygget af 3 hold civilingeniørstuderende, og

flere resultater allerede forelå fra disse. Opbygningen af disse små modeller gjorde dog, at de ikke umiddelbart kunne udbygges og sættes sammen.

- Det blev erkendt, at de vigtigste fænomener for de betydende parametre, såsom koksomsætning, kokstab, pyrolyse og gaskvalitet, uden tvivl er partikel-sammensætning, -størrelsesfordeling og -dynamik rundt i anlægget. En model der kan håndtere disse fænomener, vil nødvendigvis skulle være meget omfattende for at kunne skildre et realistisk, brugbart billede og give troværdige resultater. Opbygningen af en sådan model vurderedes til at være så tidskrævende, at det ikke ville kunne nås indenfor rammerne af dette projekt.

Baseret på ovenstående blev det derfor besluttet, at tiden ikke tillod opbygningen af en brugbar computermodel indenfor dette projekts rammer. I stedet blev en fyldig beskrivelse udarbejdet af, hvorledes en model bør opbygges for at kunne håndtere de processer og fænomener, som antageligt er nødvendige at medtage for at kunne skabe et troværdigt billede af LT-CFB processen og dermed en brugbar model.

Det blev tidligt i forløbet erkendt, at det var nødvendigt under modelleringen at holde styr på størrelsen og densiteten af kokspartiklerne, der cirkulerer i anlægget for at kunne regne på kokstabet og kilderne til dette. For også at kunne medtage aske og inert tilbageholdelse/udskillelse måtte størrelses- og densitetsfordelingen af disse også medtages.

Et springende punkt er hvorledes koksen omsættes, og hvordan asken ”træder” ud af koksen under omsætningen. Det blev derfor besluttet primært at undersøge dette under punkt 5. *Askeopførsel* (se afsnit 5.6). Resultaterne af disse undersøgelser og overvejelser har dannet grundlag for ryggraden i den foreslåede model.

Det kolde LT-CFB plexiglasanlæg og de udførte kolde forsøg (se afsnit 5.3) var også værdifulde som inspirationskilde og til undersøgelse af f.eks. splash i forbindelse med forståelsen af, hvorledes cirkulationen rundt i anlægget foregår, og hvorledes en modellering af dette bør gribes an.

Når en stor computermodel skal opbygges, er det essentielt at gøre dette i små moduler, som varetager få fænomener indenfor hver delproces og at verificere disse moduler særskilt, inden modulerne sættes sammen, og fænomenernes indflydelse på hinanden kan undersøges. To små selvstændige moduler omhandlende koksomsætning og nedslidning/medrivning i koksreaktoren er blevet opbygget, og nogle simuleringer er foretaget. Disse moduler vil senere kunne bygges sammen med andre moduler og give den mere omfattende model.

5.2.3 Resultater

En fyldig beskrivelse er foretaget af, hvorledes en computer model af LT-CFB processen kan og bør bygges op. Undervejs kan det vise sig, at nogle af antagelserne vedrørende de forskellige mekanismer ikke holder stik, hvilket måske vil kræve ændrede tilgangsvinkler. I beskrivelsen af modellen er der søgt taget højde for dette ved at foreslå alternative fremgangsmåder og modelopbygninger.

Det grundlæggende i modellen er at brændsels-, koks-, aske- og sandpartikler behandles særskilt i hver deres matrice (4 i alt) med størrelsesfordeling lodret og densitet vandret. Der opereres i første omgang med 12 gennemsnits partikeldiametre fra 2 μm til 10 mm. For brændsel og sand antages konstant densitet, og for koks og aske benyttes 6 forskellige gennemsnits densiteter. Antallet af diametre og densiteter er mere eller mindre arbitrært valgt i første omgang, og kan ændres undervejs for at øge detaljeringsgraden eller sænke beregningstiden.

Koksomsætningsmodellen (se afsnit 5.5) har vist, at en troværdig gassammensætning op igennem koks-bedden, kun kan beregnes ved brug af kinetik- og diffusionsudtryk fra litteraturen såfremt disse korrigeres, da de ellers forudsiger for hurtige reaktioner sammenlignet med måledata. Det opbyggede modul har desuden illustreret indflydelsen af forskellige luft/damp forhold, og de nødvendige mængder, der skal til for at omsætte koksen samt temperaturens indflydelse.

Nedslidnings/medrivnings modellen har givet nogle meget informative resultater om opholdstider for de forskellige koksstørrelsesklasser i koks-bedden, og hvorledes nedslidning påvirker kokspartiklerne, samt kvantificeret mængden af koks der bliver blæst ud af bedden ved medrivning. Modellen medtager dog ikke kemisk omsætning af koksen eller andre fænomener, som vil have en indflydelse på disse resultater.

5.2.4 Konklusion

Den beskrevne model indeholder en lang række fænomener og processer, og såfremt det lykkes at inkorporere disse i én stor model, vil denne uden tvivl kunne bidrage med en mængde ny viden angående sammenhængen imellem input og output. De første 2 små moduler er opbygget indeholdende få fænomener, og der er grund til at tro, at det relativt simpelt vil være muligt at beskrive en lang række af de fænomener og processer, som ønskes medtaget i modellen i lignende små moduler. Efterfølgende skal disse så vidt muligt hver især testes og verificeres førend de trinvis bygges sammen til at udgøre én stor model.

5.3 Fluid dynamik

5.3.1 Indledning

Det er af stor betydning for LT-CFB konceptets formåen, at de cirkulerende strømme af sand, aske og koks kan kontrolleres. De størrelser, der styrer de tilsigtede og de ikke-tilsigtede strømme, må derfor identificeres og kvantificeres, for at konceptet som helhed kan optimeres. Dette primært mht. tab af koks og bed-materiale men også optimering af cykloner og pyrolyseforhold.

Til undersøgelse af de komplekse fluid dynamiske forhold i LT-CFB anlægget blev opbygget en let nedskaleret version af 50 kW anlægget i gennemsigtige acrylrør. En forsøgsserie med dette anlæg blev udført med efterfølgende analyser og databehandling samt afrapportering.

5.3.2 Metode

Det ”kolde” plast anlæg blev konstrueret med et væld af trykmåleudtag og med nøjagtige flowmetre på alle forsyninger og blev dermed klargjort til analyse af mange forskellige størrelser og fænomener. Undersøgelserne i denne omgang blev dog begrænset til nedenstående overordnede emner :

- Koksreaktorens drift
- L-benenes drift
- Cyklonernes drift

Disse emner blev primært udvalgt med henblik på at kunne optimere driften af 50 kW anlægget under forsøgsafvikling. Dette ved bedre at kunne vurdere koksindholdet ”on-line” i koks-bedden, samt at kunne indstille L-benene således, at de blev opereret mest hensigtsmæssigt. Cyklonerne i det kolde anlæg var meget simple i deres konstruktion, og det blev derfor undersøgt om de i tilstrækkelig grad var i stand til at fungere repræsentativt.

Desuden blev emner af mere teoretisk karakter undersøgt, som dog har stor vigtighed for konceptet som helhed f.eks. segregering af koks og sand i koks-bedden, splash i koksreaktor fribordet samt størrelse og styring af cirkulationsrate.

5.3.3 Resultater

Ét af fokuspunkterne var at finde nogle metoder til estimering af koksindholdet i koks-bedden under drift. Dette for at kunne indstille luft og dampmængderne i 50 kW anlægget optimalt under forsøg. To nyttige sammenhænge blev fundet imellem sand/koks forholdet og henholdsvis målte trykdifferenser over koks-bedden og densitet af udtagne kop prøver fra koks-bedden. Med disse to udtryk forventes det muligt bedre at kunne estimere koksindholdet i bedden løbende hen igennem 50 kW forsøg, således at et vist koksniveau kan fastholdes.

Omfanget af segregering af sand og koks i koks-bedden er væsentligt for, hvorledes tilbageholdelsen og omsætningen af koks i bedden vil forløbe. De kolde forsøg viste, at der kun forekom meget beskedne segregering. Dette sandsynligvis grundet en forholdsvis lav bed, som også er under indflydelse af, at der løbende bliver tilført og udtaget en blanding af cirkulerende sand- og kokspartikler i henholdsvis siden og bunden af koksreaktoren.

Omfanget af ”splash” (dvs. opadrettede partikel-sprøjt) i koksreaktor-fribordet blev undersøgt, og det blev erkendt, at den maksimale splash -højde kan nå mindst lige så højt som bed-højden (begge ca. 40 cm) ved den typiske fluidiseringshastighed på 0,2 m/s. Især små kokspartikler, der bliver kastet op i fribordet på denne måde, risikerer at blive blæst ud af koks-bedden og ende som et kokstab, hvilket tydeligt blev illustreret ved 50 kW forsøgsresultaterne før og efter koksreaktor fribordet blev forhøjet, hvilket antages at være hovedårsagen til omtrent en halvering kokstabet fra anlægget. De visuelle splash undersøgelser med det kolde anlæg viste således, at der kræves et passende højt fribord over koks-bedden for at kunne eliminere tab grundet splash fænomener. Alternativt kan det overvejes at indsætte en cyklon i gasafgangen fra toppen af koksreaktoren, med det formål at tilbageføre partikler til koks-bedden.

Et optimalt driftsinterval for det øvre L-ben blev identificeret, hvori en stabil sandsøjle blev opbygget over L-benet. Denne skabte en gastæt barriere imellem koksreaktor og primær cyklon, hvilket forhindrede gas i at stige op igennem primær cyklonen og ødelægge cyklonfunktionen. Det vurderes muligt at etablere en lignende sandsøjle under forsøg med det varme anlæg.

På trods af at de to cykloner var meget simpelt konstrueret af en ½ L og en 1½L plast retur flaske, fungerede de upåklageligt. Der blev ikke målt virkningsgrader eller skillemetre for cyklonerne, men vurderet udfra den beskedne mængde partikler opsamlet under sekundær cyklonen har begge cyklonernes funktion været tilfredsstillende. Under alle omstændigheder har tabet af partikler været så beskedent, at det ikke har haft indflydelse på forsøgsresultaterne.

5.3.4 Konklusion

Afviklingen af de kolde forsøg gav en større føling med processen, og indblik i hvorledes de enkelte strømme forløber. Dette vil være værdifuldt både ved opbygning af computermodellen og ved såvel udførelse som tolkning af egentlige forgasningsforsøg.

5.4 Pyrolyse

At opnå en effektiv pyrolyse af biomassen er et væsentligt punkt for LT-CFB processen. Dette blev bl.a. illustreret i 24 timers forsøget, hvor pyrolysetemperaturen fik lov at falde under 600°C. Dette resulterede i at koksresten efter pyrolysen blev forøget og det ikke var

muligt umiddelbart at omsætte den forøgede koksmængde i koksreaktoren under de givne betingelser. I de efterfølgende forsøg er pyrolysetemperaturen derfor blevet øget og forsøgsresultaterne gransket i området 600 til 670°C.

Fortsat fokus på pyrolysen forventes under kommende aktiviteter og udover den producerede koksmængde er følgende af primær interesse :

- Pyrolysetemperaturens indflydelse på tilbageholdelse af kalium og klor
- Pyrolysetemperaturens indflydelse på gassens sammensætning og brændværdi
- Det mulige og det optimale driftsinterval mht. partikelstørrelse af brændslet

Under civilingeniør eksamensprojektet med titlen : ”Avanceret forgasning med LT-CFB processen” udført af Lasse Tobiasen og Lene Sarbæk i 2001 på DTU [Tobiasen & Sarbæk, 2001] blev der foretaget en række forsøg med 50 kW LT-CFB anlægget med fokus på bl.a. pyrolysen og der blev udarbejdet nogle computermodeller omhandlende pyrolysen. Også dette arbejde udgør en væsentlig del af grundlaget for den videre indsats.

5.5 Kokskinetik

5.5.1 Indledning

De primære aktiviteter indenfor dette emne er blevet udført i et civil ingeniør eksamensprojekt af Rasmus Glar Nielsen i perioden 3/7-2001 – 17/05-2002 med titlen ”Koksomsætning i LT-CFB anlæg” [Glar Nielsen, 2002]. DFBT har i løbet af projektperioden ydet vejledning og medvirket til finpudsning af den endelige rapport. Eksamensprojektet blev i 2003 anerkendt af såvel Brændsels- og Energiteknisk Selskab (IDA, BES) og med The European Foundation for Power Engineering (EFPE) Talent Award for Innovative Energy Systems 2003 [Glar Nielsen, 2003].

5.5.2 Metode

Emnet koksomsætning blev behandlet undervejs med flere værktøjer :

- Litteraturstudie omhandlende koksomsætningsmekanismer, katalytiske effekter, kemiske reaktionshastigheder o.l.
- Behandling af data fra de udførte 24, 7½ og 13½ timers forsøg, primært baseret på gassammensætninger målt i koksreaktoren
- Modellering af koksreaktoren i LT-CFB anlægget

5.5.3 Resultater

Resultaterne af arbejdet har primært ligget indenfor to emner :

- Analyse af måledata fra 24, 7½ og 13½ timers forsøgene. Dette med vægt på koksreaktoren og de målte gassammensætninger fra denne i løbet af de udførte forsøg. Hovedpunkterne for analysen har været :
 - Betydning af damptilsætning

- CO/CO₂ forhold
- Mængde af brint på koks
- Størrelse af koksrest efter pyrolyse
- Modellering af LT-CFB koksreaktoren

Dette ved en statisk 1-dimensional model, der primært forudsiger ændringer i gassammensætningen ved ændret temperatur i koks-bedden samt tilførte mængder af luft og damp. Modellen blev kalibreret med data fra de udførte 50 kW forsøg og kunne tilsyneladende forudsige koksgassammensætninger indenfor 10 % nøjagtighed. Mængden af data for koksgassen var dog beskeden og modellen var kun stabil indenfor et snævert interval af tilførte dampmængder. Desuden var det nødvendigt at gætte et koksindhold i bedden.

5.5.4 Konklusion

Den udførte grundige analyse af måledata gav nogle nyttige oplysninger om sammenhænge imellem procesparametre. Dette bl.a. mht. mængde af reageret damp og størrelse af koksrest efter pyrolyse.

Den opbyggede computermodel var ret simpel, men giver alligevel nyttige informationer bl.a. mht. bed-højdens indflydelse på gas-sammensætningen og mht. hvor meget koks, der kan omsættes ved givne tilførte mængder af luft og damp.

5.6 Askeopførsel

5.6.1 Indledning

For effektivt at kunne udskille aske fra LT-CFB anlægget og forhindre kokspartikler i at blive tabt, kræves viden om, hvordan halmasken ”træder ud” af kokspartiklerne under omsætningen. Dette blev vurderet til ikke at være muligt under drift med 50 kW anlægget og nogle undersøgelser blev i stedet foretaget på laboratorieniveau ved analyse af bl.a. partikler fra udtagne prøver fra koksreaktoren og cyklonasken. Dette punkt blev primært varetaget af FORCE Technology (tidligere dk-TEKNIK), som også har udfærdiget et tilsvarende notat.

5.6.2 Metode

Følgende emner blev undersøgt :

- Betydning af brændslets beskaffenhed
- Sammenhæng imellem partikelstørrelse og alder
- KCl på kokspartikler
- Askeundersøgelse
- Agglomerering

Dette ved mikroskopundersøgelser, omsætning af kokspartikler i varmemikroskop og SEM-EDX undersøgelser.

5.6.3 Resultater

I notatet fra FORCE Technology indgår flere gode billeder og overvejelser, der har kunnet be- og afkræfte nogle teorier. Én af undersøgelserne har peget i retning af, at der på koksoverfladen under omsætningen dannes KCl "klumper" på 2-30 µm. Da cyklonasken primært består af partikler på 10-40 µm, er der håb om, at frigivne KCl partikler i høj grad tilbageholdes i cyklonasken. Dette kan derfor være med til at forklare den høje tilbageholdelsesrate af kalium, som er set i tidligere forsøg.

5.6.4 Konklusion

Den opnåede viden omkring halmaskens opførsel under koksomsætningen har givet nogle værdifulde informationer, som er blevet benyttet bl.a. under beskrivelsen af computermodellen af LT-CFB anlægget (afsnit 5.2). Billedet er dog ikke fuldstændigt og flere emner kræver yderligere uddybning.

5.7 Partikelseparation

Dette emne er blevet undersøgt spredt under de øvrige nævnte emner. I forbindelse med de udførte 50 kW forsøg er sekundær cyklon virkningsgraden blevet målt/beregnet ud fra den separerede partikelmængde og isokinetisk opsamling af støvmængde i gasafgangen. En serie af SEM-billeder af støv fra gasafgangen har givet oplysninger om partikelsammensætningen og under emnet askeopførsel er cyklonasken blevet analyseret.

Projektpartneren Rica-Tec har desuden udarbejdet et notat om, hvorledes cyklonernes opførsel kan modelleres. Notatet er knyttet til rapporten der beskriver computermodellen af LT-CFB anlægget (se afsnit 5.2).

5.8 K/Cl tilbageholdelse

I forbindelse med forsøgsrækken på hvedehalm fra 1995 blev der foretaget en del analyser af aske og bed-materiale, som viste lovende resultater mht. tilbageholdelse af især kalium. Kaliumtilbageholdelsen lå således typisk på samme høje niveau som asketilbageholdelsen. Dette er et for konceptet meget vigtigt resultat og bør også i fremtiden være et vigtigt fokuspunkt.

Resultaterne indikerer, at der, som ventet, stort set ikke findes gasformigt K i den producerede gas. Det formodes at den primære forklaring på dette er, at brændslets indhold af K forbliver på fast form ved de relativt lave temperaturer i LT-CFB forgasseren. På grund af den særligt lave temperatur og de gode gas-partikel kontaktf forhold i pyrolysekompartimentet er det dog også

muligt, at K i nogen grad frigives til gasfasen i koksreaktoren for så at udkondensere, når koksgassen passerer pyrolysekommeret.

En øget viden om disse forhold er vigtig for en yderligere optimering af processen.

5.9 Sammenfatning vedr. fokusering og modellering

Der er samlet set ydet en betydelig indsats under de udvalgte fokusemner :

1. Fluid dynamik
2. Pyrolyse
3. Kokskinetik
4. Askeopførsel
5. Partikelseparation
6. K/Cl tilbageholdelse

Resultaterne styrker i væsentlig grad de antagelser, der oprindeligt har været lagt til grund for LT-CFB konceptet, men den opnåede viden på detailniveau giver også et forbedret grundlag for dels tolkning af forsøgsresultater og dels den løbende procesoptimering. Den opnåede viden er lagt til grund for den initierede detaljerede og modulært opbyggede matematiske modellering af LT-CFB processen som helhed.

Arbejdet med såvel de valgte fokus-emner, som med den matematiske modellering fortsættes under PSO-2003 projekt nr. 4833.

6 Formidlingsaktiviteter

I løbet af projektet er der gennemført en lang række videnformidlende aktiviteter, som her anføres i nogenlunde kronologisk orden og med henvisning til denne rapport's referenceliste :

1. Præsentation ved "Halmfortets" "Teknikdag" primo 2002.
2. Poster med tilhørende paper ved biomassekonferencen i Amsterdam, juni 2002 [Stoholm et. al., 2002].
3. R.G.Nielsen's rapportering og fremlæggelse af DTU eksamensprojekt vedr. LT-CFB forgasseren i foråret 2002.
4. Poster ved PSO-seminar, Fredericia, august 2002.
5. Bidrag til IEA-statusrapport for biomasseforgasning.
6. Paper og tilsvarende præsentation på ECOS -konferencen, på Kbh. Universitet i juni 2003 [Stoholm et. al., 2003].
7. Bidrag til 3 artikler vedr. forgasning af husdyrgødning i "Landsbladet", nr. 14, 2003.
8. Rasmus Glar Nielsen's foredrag "Koksomsætning i Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsanlæg" i anledning af hans modtagelse af IDA. BES prisen d. 20/3-2003.
9. Rasmus Glar Nielsen's foredrag "Char conversion in Low Temperature Circulating Fluidised Bed Gasification Plants" i anledning af hans modtagelse af EFPE-award ved Power-gen konferensen i Düsseldorf d. 7/5-2003, se evt.: www.efpe.org/pressreleases/press_2003.doc og www.efpe.org/theses/2003Nielsen.pdf
10. Bidrag til artikel af journalist Sebastian Swaitecki i Energinyt nr. 2, 2003, [Swaitecki, 2003].
11. Bidrag vedr. termisk forgasning til Miljøstyrelsens VMP-III-rapportering, [VMP-undergruppe F3, 2003].
12. Bidrag til eksportfremmekatalog ("Teknologikatalog") fremsendt til journalist Troels Werner Christensen, Kommunikationsbureauet Rubrik.
13. Udarbejdelse af LT-CFB indslag på DTU-Biomasseforgasningsgruppens hjemmesider (se <http://bgg.mek.dtu.dk/research/lcfcfb/>).
14. Poster præsenteret på PSO-mødet på Arken i august 2003.
15. Beskrivende materiale fremsendt til firmaet "TPS Termiska Processer AB", Sverige i relation til workshop hos Elkraft-system, oktober, 2003.
16. Præsentation ved besøg af Gasnet / Pyne på DTU, oktober 2003.
17. Bidrag til omtale i GasNet, issue 5, februar 2004 (med 500 kW anlægget som forsidebillede)
18. Bidrag til omtale i Thisted Dagblad, d. 2/4-2004 (forsiden + 2 artikler s. 10 og 11).
19. Bidrag til alle Halmfortets ca. 10 kvartalsvise nyhedsbreve i perioden.
20. Poster med tilhørende paper til biomassekonferencen i Rom, maj, 2004.
21. Nærværende slutrapportering.

De løbende aktiviteter er for øvrigt blevet præsenteret i 7 stk. perioderapporter til Eltra, ligesom aktiviteterne er blevet dokumenteret ved dels et notat fra primært Elsam-Engineering vedr. LT-CFB forgasserens anvendelsesmuligheder og tilsvarende udviklingsstrategi og dels 4 stk. forsøgsrapporter vedr. de gennemførte 50 kW forsøg.

7 Videre arbejde

Dette projekt har bragt LT-CFB processen et vigtigt skridt videre og har bidraget med mange værdifulde resultater og erfaringer. Der er dog stadig uudnyttede potentialer for forbedringer og optimeringer af konceptet, som ikke er afprøvet eller undersøgt til bunds. Desuden mangler der erfaringer fra længere tids drift, herunder på andre brændsler end halm og husdyrgødning.

Ønskede fokuspunkter for det videre arbejde med LT-CFB processen :

- Indledende kortere forsøg med 500 kW anlægget med parametervariationer for at finde det optimale driftsområde,
- Realisering af simple optimeringsmuligheder, så som for yderligere reduktion af behovet for nitrogentilsætning,
- Skitsering af et opskaleret (5-10 MW) anlæg og et dertil svarende forgasser-design.
- Modellering af LT-CFB processen, som beskrevet i dette projekt,
- Mere fokus på askeopførsel. Dette med henblik på bedre at kunne modellere denne, samt bedre at kunne forstå, hvordan asken bevæger sig rundt i anlægget og med hvilken størrelsesfordeling m.m.,
- Fokus på produktgassen
 - Analyse af anvendelsesmuligheder og brænderdesign samt pilotforsøg og målinger
 - Optimering af procesparametre med henblik på opnåelse af optimal gaskvalitet (mht. indhold af støv, K/Cl, SO₂, NO_x m.m.)
- Yderligere minimering af kokstabet, og herunder evt. også ved forsøg med og beregninger på efter-oxidation af aske og/eller recirkulering til koksreaktoren. Desuden undersøgelse af potentiale for indsættelse af en cyklon i gasvejen mellem koksreaktor og pyrolysekammer og/eller en tertiær cyklon,
- Forsøg med langtidsdrift på 500 kW anlægget på halm og andre brændsler (f.eks. husdyrgødning, spildevandsslam og kød- og benmel),
- Forsøg med flere forskellige brændsler – og gerne først med 50 kW anlægget og derefter for de mest lovende med 500 kW anlægget,
- Undersøgelse af LT-CFB processens potentiale for produktion af bioolie. Ved bratkøling af den meget tjæreholdige produktgas fra LT-CFB anlægget vil en stor del af brændværdien sandsynligvis kunne udfældes som et flydende bioolie produkt.

Det bemærkes, at en række af især de førstnævnte ønskede fokuspunkter er indeholdt i Eltra-PSO 4833.

Efterhånden som et passende sikkert grundlag således er tilvejebragt vil øget automatisering og yderligere opskalering sigtende på specifikke kommercielle anvendelser blive prioriteret.

8 Konklusion

I projektet er der som planlagt gennemført en række aktiviteter :

- Fokusering på de vigtigste detailfænomener og indledende procesmodellering
- Supplerende 50 kW forsøg på DTU
- Design, realisering og idriftsætning af et 500 kW LT-CFB anlæg på DTU
- Vurdering af LT-CFB processens anvendelsesmuligheder
- Planlægning af videregående F&U aktiviteter
- Publicering/rejser
- Slutrapportering

De to førstnævnte punkter har genereret en øget forståelse og optimering af LT-CFB forgasserens delprocesser, ligesom såvel forsøgene med 50 kW forgasseren som en række gennemførte mere fokuserende aktiviteter danner grundlag for en igangværende modelleringsaktivitet, som vil blive fortsat i regi af dels PSO-projekt nr. 4833, og dels et Ph.d. projekt, som blev igangsat i efteråret 2003.

Forsøgene med 50 kW forgasseren har yderligere dokumenteret LT-CFB forgasserens store brændselsfleksibilitet. Der er således med stadig bedre resultater gennemført forsøg på dels 2 forskellige typer særdeles vanskelig halm og dels både svine- og hønsegødning. Varigheden af disse forsøg er tilsammen mere end 100 driftstimer, hvorunder der i alt er forgasset mere end 1 ton brændsel. Efter diverse optimering af forsøgsanlæg og –rutiner mv. er det efterhånden lykkedes at opfylde alle de væsentligste succeskriterier for konceptet og dets primære anvendelsesmæssige sigte. Der er således opnået driftsstabilitet, lavt kokstab, undgåelse af agglomering og belægninger samt effektiv tilbageholdelse af aske og især kalium på trods af meget simpel gasrensning.

Der er også blevet udarbejdet et notat, som vurderer LT-CFB forgasserens anvendelses- og placeringsmuligheder. En deri nærmere belyst ca. 80 MW LT-CFB halm samfyringsforgasser vurderes at ville byde på en driftsøkonomi, der er favorabel i forhold til driftsøkonomien for en størrelsesmæssig tilsvarende separat halmkedel. Så længe halmandelen begrænses til max. ca. 10 %, og der vælges dampdata svarende til eksisterende kraftværker, kan løsningen dog næppe konkurrere med direkte samfyring af halm, dvs. via dertil tilføjede hammermøller og halmbrændere. LT-CFB samfyringskonceptets konkurrencedygtighed må dog antages forbedret, hvis der kræves/forudsættes større halmandel og højere dampdata, ligesom LT-CFB forgasseren vil give gode muligheder for yderligere at anvende en række andre bio- og affaldsbrændsler. Via realiseringen af et 5-10 MW anlæg som næste skridt, skønnes et fuldskala LT-CFB-halmsamfyringsanlæg at være realistisk inden for 7-8 år.

Parallelt med projekt 3106 er det i samarbejde med en nordvestjysk projektgruppe bl.a. sandsynliggjort, at LT-CFB forgasning af husdyrgødning ikke blot vil kunne bidrage med en både stor, effektiv og CO₂-neutral energiproduktion, men også til en mindske af næringstoftudvaskningen fra landbrugssektoren. Mulighederne for at benytte både sådanne og mere affaldsbetonede og eventuelt negativt prissatte brændsler muliggør en opskalering af LT-CFB forgasseren via mindre anlæg (f.eks. 5 MW) med selvstændigt kommercielt perspektiv.

Som et aktivitetsmæssigt hovedpunkt i projekt 3106 er der blevet designet og realiseret et 500 kW LT-CFB anlæg på DTU. I forlængelse af bl.a. udglødning af 500 kW forgasserens ildfaste foring og et "koldt" fluidiseringsforsøg er dette kapacitetsmæssigt 10 gange opskalerede forsøgsanlæg netop blevet idriftsat på succesbetonet måde. Dette i første forsøg på en særdeles problematisk halm fra Kolindsund, blot med alm. kvartssand som bed-materiale og alligevel med overbevisende driftsstabilitet og performance. Der er tydelige tegn på at performance data som koksomsætning og gaskvalitet forbedres ved opskalering, ligesom der fortsat er en række muligheder for yderligere optimering.

Undervejs gennem projektet er det fundet hensigtsmæssigt også at gennemføre nogle aktiviteter, der rækker udover det oprindeligt planlagte, og herunder:

- Fremskaffelse og tilberedning af halm til både idriftsætningsforsøget og det senere 500 kW forsøg i 2003 projektet.
- Et 50 kW ("skala-") forsøg på denne halm.
- Design og hardwaremæssig opbygning af et moderne, men foreløbigt kun sikkerhedsorienteret PLC baseret kontrolsystem til 500 kW anlægget (så kun automatisering udestår forud for 2003 projektets 500 kW aktiviteter).

For øvrigt er der udenfor projektet gennemført:

- Det seneste 50 kW forsøg på hønsegødning og det tilsvarende samspil med især nordvestjyske aktører, som sigter på etablering af et ca. 5 MW husdyrgødningsfyret LT-CFB anlæg i (f.eks.). Hurup, Thy.
- Samspil med 2 nye LT-CFB relaterede DTU uddannelses- og forskningsprojekter.
- Div. tilløb til yderligere nye LT-CFB relaterede aktiviteter, og herunder bl.a. afklaring af mulighederne for produktion af bio-olie.

Punktet "Planlægning af videregående F&U aktiviteter" er bl.a. blevet udmøntet i en aktivitetsmæssig videregående ansøgning til Eltra PSO 2003 programmet (inkl. et senere tilknyttet Ph.d. projekt). Fortsættelsesprojektet er bevilget af Eltra som projekt 4833, og der er således opnået økonomisk basis for at fortsætte aktiviteterne "fokusering og modellering", et forsøgsprogram med 500 kW anlægget samt design af et opskaleret 5-10 MW anlæg.

Endelig er der gennemført en række vidensformidlende aktiviteter, som ligeledes rækker ud over det planlagte, og som ligeledes fortsættes i Eltra-PSO projekt nr. 4833..

Som helhed har Eltra-PSO projekt nr. 3106 bidraget med værdifulde driftserfaringer via forsøgene med 50 kW anlægget, som med bidrag fra de fokuserende aktiviteter har ledt til design, realisering og idriftsætning af det nye 500 kW anlæg. Der er dermed lagt en solid videnskabelig basis for den fortsatte udvikling af LT-CFB processen frem imod etablering af kommercielle anlæg. Sigtet på samfyring med halm på større kraftværker er fastholdt, men projektets resultater indikerer, at anvendelsesmulighederne er væsentligt bredere med hensyn til både brændsler og anlægstyper.

9 Henvisninger

Henvisninger mærket med * kan downloades i pdf-format fra Halmfortets hjemmeside www.bgg.mek.dtu.dk.

- [Glar Nielsen, 2003] Rasmus Glar Nielsen : Summary of the master thesis "Char conversion in Low Temperature Circulating Fluidised Bed gasification plants". Præsenteret v. modtagelse af The European Foundation for Power Engineering (EFPE) Talent Award for Innovative Energy Systems 2003, Düsseldorf d. 7/5-2003.
- [Glar Nielsen, 2002]* Rasmus Glar Nielsen : "Koksomsætning i LT-CFB forgasningsanlæg", civilingeniør eksamensprojekt 2002, MEK/DTU.
- [Glar Nielsen et. al., 1999]* Rasmus Glar Nielsen, Henrik Nygaard og Lasse Tobiasen : Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasning, civilingeniør midtvejsprojekt 1999, MEK/DTU.
- [Phyllis, 2004] ECN-Phyllis databasen : www.ecn.nl/phyllis
- [Stoholm, 1998] P. Stoholm : EPO Patent application no. 98958839.7-2104
- [Stoholm et. al., 2004]* P. Stoholm et.al. : The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW plant. 2nd World Conference and Technology Exhibition on Biomass. Rome, 10-14 May 2004
- [Stoholm et. al., 2003]* P. Stoholm et.al. : The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW test plant. 16th International Conference on Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2003, Copenhagen.
- [Stoholm et. al., 2002]* P. Stoholm et.al. : The Low Temperature CFB Gasifier – Further test results and possible applications. World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry. Amsterdam, Holland, June 2002.
- [Tobiasen & Sarbæk, 2001]* Lasse Tobiasen & Lene Sarbæk : "Avanceret forgasning med LT-CFB processen", civilingeniør eksamensprojekt 2001, MEK/DTU.
- [Swaitecki, 2003] S. Swaitecki : Artikel i Energinyt nr. 2, 2003.
- [VMP-undergruppe F3, 2003] Forberedelse af Vandmiljøplan III. Teknologiske virkemidler til nedbringelse af næringsstofbelastningen. Afrapportering fra undergruppe F 3. Juli 2003: <http://www.fvm.dk/file/VMP-III-rapport-040703.pdf>

Appendiks I

til LT-CFB slutrapport PSO-projekt 3106

LT-CFB: Vurdering af anvendelsesmuligheder i kraftværkssektoren

5. maj 2004

Telefon: 79 23 33 33

Telefax: 75 56 44 77

Vor ref.: LW/M04a

Dok. nr.: 189543

Sag nr.: T013102

Side 1 af 18

Kontrol:

LW

Godkendt:

BOS

LT-CFB

Vurdering af anvendelsesmuligheder i kraftværkssektoren

1. Baggrund

Som en del af Eltras PSO-2001-program er der igangsat et projekt med titlen "*Afklaring af LT-CFB-forgasseren til kraftværksmæssige anvendelser samt bygning af 500 kW LT-CFB-anlæg*". Projektansvarlig er firmaet Danish Fluid Bed Technology ved Peder Stoholm.

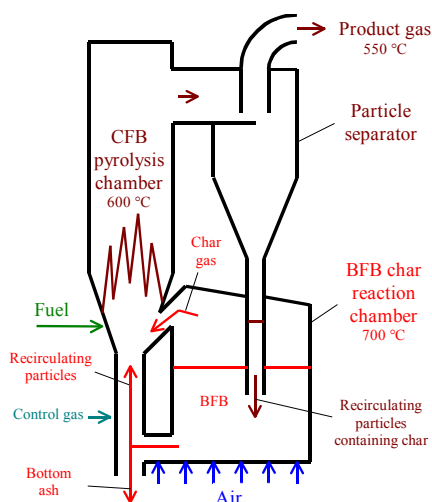
Dette notat er udarbejdet i forbindelse med projektets fase 1. Fase 1 indeholder, ud over denne vurdering, primært korttidsforsøg (8 timer henholdsvis 24 timer) på 50 kW forsøgsanlægget samt design af et opskaleret 500 kW forsøgsanlæg.

Notatet giver en bred vurdering af anvendelsesmuligheder for en gennemtestet, driftssikker og i øvrigt produktmodnet version af en forgasser af LT-CFB-typen med specielt fokus på samfyring med halm på eksisterende og nye kraftværksanlæg. Til alle konkrete anvendelser er det underforstået, at anlægget vil operere i normal drift uden at have karakter af forsøgsanlæg.

Desuden gives et bud på førstegenerations anlægsudformning for et stort LT-CFB-halmforgasseranlæg til en mulig kraftværksanvendelse.

2. Konceptbeskrivelse

LT-CFB-forgasseren er overordnet set en cirkulerende fluid-bed-proces, der er baseret på dels hurtig pyrolyse ved ca. 600°C i en hurtigt fluidiseret reaktor (benævnt pyrolyse-kammer, "PK") og dels koksomsætning ved ca. 730°C i en separat, langsomt fluidiseret reaktor (benævnt koksreaktor, "KR"). Koksresten fra PK udskilles sammen med cirkulerende bed-materiale i primær-cyklonen ("PC") og tilføres koksreaktoren herfra. Figur 1 viser processen og de indgående komponenter.



Figur 1. Principskitse

Den hurtige lavtemperaturpyrolyse giver en forholdsvis beskeden koksrest, som blandt andet på grund af stor opholdstid forventes omsat næsten fuldstændigt ved kun ca. 730°C i den langsomt fluidiserede reaktor. Dette sker, selvom der kun tilføres en i forhold til koksstrømmen understøkiometrisk strøm af oxidationsmiddel (typisk fugtig luft).

Koksgassen dannet i koksreaktoren tilføres pyrolysereaktoren som bæregas, hvilket betyder, at den kun ca. 600°C varme produktgas, der afgår fra partikelseparatoren, består af en blanding af den meget energiholdige pyrolysegas og den noget ”svagere” koksgas. Den lave temperatur og den intensive gas- og partikelkontakt i pyrolysereaktoren vil medvirke til at holde alkalimetallerne på fast form, således at disse problematiske komponenter i vidt omfang kan udskilles sammen med askeindholdet i gassen ved hjælp af en sekundær partikelseparator.

Fra bunden af koksreaktoren udtages eventuelle grove askepartikler og forbrugt bedmateriale.

Temperaturen i koksreaktoren kan kontrolleres ved variation af den til KR tilførte luftstrøm, medens temperaturen i pyrolysekammeret kontrolleres ved variation af den tilførte strøm af styregas. Styregasstrømmen vil, forudsat en given mængde bedmateriale i systemet, bestemme partikelcirkulationsraten og dermed temperaturforskellen mellem den overvejende exoterme koksreaktor og det overvejende endoterme pyrolysekammer.

Koksomsætningen kan om nødvendigt optimeres ved at befugte luftstrømmen til KR.

Konceptet er udformet med henblik på at kunne fungere på vanskelige brændsler som f.eks. halm og så vidt muligt uden additivtilsætning. Dette søges sikret ved den forholdsvis lave procestemperatur og en høj kokskoncentration i KR.

Konstruktionen er baseret på standardkomponenter, og der indgår ikke hedeflader i hverken selve forgasseren eller det primært påtænkte gasrensningssystem, der kun består af én eller flere parallelle sekundærcyklon(er).

En mere fuldstændig beskrivelse af konceptet fremgår bl.a. af indlæg fra biomassekonferencen i Amsterdam 2002, reference /1/, Sevilla, juni 2000, reference /2/ samt fra fluid bed-konferencen i Savannah, maj 1999, reference /3/.

3. Anvendelsesmuligheder

3.1 Systematisering

Bredt betragtet kan LT-CFB-forgasserens anvendelsesmuligheder opdeles som nedenfor nævnt, hvilket vil sige afhængig af gasbehandlingsmetoden og dermed af kvaliteten på den producerede gas:

1. Ingen gasbehandling
2. Simpel dynamisk partikelseparation (cyklon) ved ca. 600°C
3. Højeffektiv partikelseparation i barrierefiltre ved maksimalt 600°C
4. Krakning, rågaskøling, højeffektiv partikelseparation og eventuel kompression
5. Bratkøling (quenching)

Til forgasning af halm i forbindelse med kraftværksanvendelse anses kun punkt 2 eller eventuelt punkt 3 for realistisk til en forkoblet halmforgasser af denne type, hvor krav til partikelrensning som udgangspunkt er lavest til anvendelse i kedler udlagt for kulstøvsfyring. Gasrensning i cyklon forventes at være tilstrækkelig til gasanvendelse i kedler med high-dust DeNO_x-katalysator (HD-SCR).

Såfremt kraftværkets hovedkedel stiller endnu strengere krav til gassens renhed, forventes det muligt at erstatte sekundærcyklonen med et højeffektivt barrierefiltre af passende varmebestandig type, dvs. et keramisk kertefiltre eller keramisk coatede posefiltre. I dette tilfælde forventes (den varme) gas at være ren nok til at kunne benyttes som supplerende brændsel i naturgasfyrede kedler, omend selv et lille kaliumindhold vil kunne forårsage korrosion på hedeflader med høje dampdata. Således kan det blive nødvendigt med tilsætning af et korrosionsbeskyttende additiv.

I løsningen svarende til punkt 1 benyttes gassen direkte, som den afgives af primærcyklonen, hvilket vil sige, at stort set hele gassens indhold af partikler, uomsat kulstof samt bl.a. K og Cl må påregnes tilført den gasforbrugende enhed. Hvis dette kan accepteres (f.eks. hvis der udelukkende skal fyres med uproblematisk træ), burde forgasserens dimensioner kunne reduceres og dermed gøres billige. Alternativt kan vælges en mere traditionel halmforgasser eller direkte forbrænding af træflis i hovedkedlen.

Uanset partikelrensning og påtænkt anvendelse kan den producerede halmgas i punkt 1-3 ikke uden videre afkøles før transport til forbrugssted, idet gassen har et stort indhold af kondenserbare pyrolyseprodukter.

For at imødekomme dette problem kan man overveje at reformere (krakke) gassen (punkt 4), hvorved det mindre volumen efter kølingen desuden muliggør en mere effektiv gasrensning. Herefter vil komprimering og anvendelse i motor- eller gasturbineanlæg principielt være muligt. Reformering i form af katalytisk krakning anses dog ikke for umiddelbart realistisk, da det må forudses, at et restindhold af kalium i gassen vil deaktivere katalysatoren indenfor en relativ kort periode.

Om krakning med forudgående kaliumtilbageholdelse i et højeffektivt barrierefilter eller i et separat procestrin med løbende tilførsel/regenerering af relativt billige katalysatorer som f.eks. dolomit er en teknisk og økonomisk mulighed, kan ikke afgøres på nuværende tidspunkt.

Såfremt gassen på denne måde renses effektivt for partikler, tjærestoffer og kalium, vil gassen have samme anvendelsesområder som f.eks. naturgas, om end brændværdien vil være væsentligt lavere. Til energiproduktion vil den rensede og nedkølede gas, som nævnt, kunne komprimeres, hvorefter gassen vil kunne benyttes til gasturbiner i IGCC-kobling, gasmotorer samt på længere sigt måske også brændselscelleanlæg. Om gassen kan og skal anvendes alene eller som tilsætning til naturgas kan ikke afgøres på nuværende tidspunkt.

Tryksætning af LT-CFB-forgasseren til bl.a. IGCC-formål kan overvejes, men det kommer dog på nuværende tidspunkt ikke i betragtning, fordi der vil blive tale om et særdeles ressourcekrævende udviklingsindsats.

Bio-olie-producerende anlæg baseret på bratkøling af produktgassen (punkt 5) er en mulighed, fordi LT-CFB-forgasseren er baseret på hurtig pyrolyse, der giver gassen et højt indhold af kondenserbare komponenter, og som efterlader en forholdsvis lille mængde restkoks. Indholdet af kondenserbare komponenter i rågassen vil kunne optimeres ved dels at sænke pyrolysetemperaturen til omkring 500°C og ved dels at minimere pyrolysegassernes opholdstid forud for bratkølingen. Løsningen er imidlertid endnu ikke afprøvet og lades derfor ude af betragtning, selvom den tilgodeser følgende forhold:

- Elproduktionen på både centrale og decentrale anlæg kan gøres mere fleksibel ved oplagring af bio-olien.
- Halmhåndtering kan undgås på mindre værker, såfremt halm erstattes med bio-olie som primærbrændsel.
- Bio-olien kan raffineres til andre formål, bl.a. til transport.

3.2 Brændsler

Vurderet på basis af de foreliggende eksperimentelle erfaringer med forgasning af to særdeles problematiske halmtyper, tørret svine- og hønsegødning og træ må LT-CFB-konceptet formodes at kunne anvendes til forgasning af andre organiske biomasse- og affaldsbrændsler så som:

- Træ, inkl. affaldstræ og ungt træ (grønflis),
- Elefantgræs og andre energiafgrøder,
- Halm og helsæd, kornafrens, frøafharp, o.l.,
- Rishalm og –skaller, bomuldsaffald, nøddeskaller, olivenkerner o.l.,
- Kød- og benmel,
- Husdyrgødning, inkl. fiberrest fra anaerob udrådning,
- Spildevandslam,
- Husholdningsaffald (pyrolyserbare og evt. særligt saltholdige fraktioner),
- Div. typer organisk industriaffald, så som affald fra produktion af planteolie, sukker og papir.

Processens krav til brændslet er ikke fuldt klarlagt, men følgende omtrentlige begrænsninger antages på nuværende tidspunkt at være gældende:

- Maks. tykkelse ca. 3 mm (inkl. f.eks. løst oprevet halm inkl. knæ og kerner)
- Maks. fugtighed ca. 20% (evt. tilsvarende afvanding/tørring)
- Maks. ca. 20% koksrest af organisk del (ved hurtig pyrolyse)
- Min. askeblødgøringsstemperatur ca. 750°C

Med hensyn til træ, der generelt anses for det mest uproblematisk brændsel at forgasse, skønnes konventionel forbrænding dog i de fleste tilfælde at være mere fordelagtigt end en forkoblet træforgasser. Som mulige undtagelser ses især træbrændsler med forhøjet indhold af salte, herunder ungt træ (inkl. energiskov) eller træaffald med stort indhold af nåle/blade og bark og/eller træ, der har været i kontakt med havvand.

Forgasning af forskellige typer affald er en mulighed på grund af de billige eller negativt prissatte affalds- og restprodukter.

Disse emner berøres ikke yderligere i denne gennemgang.

De efterfølgende betragtninger tager udgangspunkt i halm som brændsel.

3.3 Kobling til kraftværksproces

Udgangspunktet for procesmæssig kobling af en halmforgasser til en konventionel kraftværksproces (forbrænding af kulstøv, naturgas eller olie i en dampkedel) er, at halmgassen skal kunne anvendes ved samme procesforhold som kraftværkets primærbrændsel. Af hensyn til driftsøkonomien er det desuden væsentligt, at halmen omsættes

så godt som muligt i forgasseren, således at indholdet af uforbrændt (koksrest) i aske og udtaget materiale i øvrigt minimeres. I forlængelse heraf må anvendelsesmulighederne for anlæggets samlede restproduktmængde selvsagt ikke forringes.

Gassen forudsættes af økonomiske hensyn såvidt muligt kun rensat i forgasserens sekundærcykloner før afbrænding. Det vil sige, at indholdet af aggressive gasarter i den producerede gas overføres til hovedkedlen. Den samlede mængde brændsel/røggas fra hovedkedlen inkl. forkoblet halmforgasser må desuden ikke udgøre en driftsmæssig og økonomisk risiko for kedelanlægget.

I forlængelse af ovennævnte opdeling af anvendelsesmuligheder skønnes der konkret at være 2 muligheder for samdrift af en LT-CFB-halmforgasser og et konventionelt kraftværk, når det forudsættes, at der både skal være en teknisk og økonomisk fordel for kraftværket, samt at der skal omsættes en halmmængde af rimelig størrelse.

De 2 muligheder er:

1. Tilsatsfyring med halmgas i et kulstøvsfyret værk.
2. Tilsatsfyring med halmgas i et naturgasfyret værk.

Førstnævnte kan være særlig interessant i forbindelse med installation af et reburning-system umiddelbart over (efter) kulstøvsbrænderne, hvorved anlæggets NO_x-emission under visse forhold kan reduceres. Den tilførte effekt fra halmgassen reducerer endvidere den tilførte kulmængde.

Sidstnævnte kan betragtes som egentlig gassubstitution, hvor den opnåede CO₂-reduktion vil være noget mindre end ved kulsubstitution, og hvor en eventuel økonomisk fordel hovedsagelig vil være betinget af prismæssige forhold på de 2 brændsler.

3.4 Kobling til kraftværksproces med eksisterende halmtilsatsfyring

Produktion og afbrænding af halmgas med reduceret indhold af alkalimetaller vil også kunne forøge halmandelen på kraftværker, hvor halmtilsatsfyring allerede er etableret, da halmandelen på grund af manglende anvendelsesmuligheder for det blandende restprodukt (kul + halm) fra kedelanlægget har vist sig at være begrænset til ca. 10%. Da kulasken i et vist omfang neutraliserer de uønskede stoffer fra halmasken, er en høj halmandel endvidere kun mulig med bestemte kombinationer af halm- og kul typer, hvilket naturligt medfører manglende fleksibilitet med hensyn til brændselsanvendelse.

Ved integration af en halmforgasser vil der på disse anlæg kunne opnås forbedrede afsætningsmuligheder for de (næsten) separat udskilte askestrømme, og/eller der vil kunne slækkes på kravene til brændslernes sammensætning. Dette også på trods af en evt. væsentligt forøget biomasseandel.

Betonnormen DS/EN 450 er dog på vej til at blive ændret, således at tilsats af blandingsasker tillades (dog max. 20% halmandel). Derfor vil det i højere grad være driftstekniske forhold på kraftværket, der sætter grænser for den opnåelige halmandel.

I allerede udførte forsøg med tilsatsfyring er der ved 20% halmandel konstateret en tendens til forøget belægningsdannelse i hedepladerne samt deaktivering af HD-SCR-katalysatorer. En effektiv aske- og kaliumtilbageholdende halmforgasser må forventes at kunne reducere begge disse problemer.

På gasfyrede kedler med halmtilsats, hvor blandingsasker ikke findes, vil det være forhold omkring belægningsdannelse, samt at materialevalget i hedeplader med høje dampdata m.m. er tilpasset den forholdsvist rene naturgas, der sætter begrænsninger på den opnåelige halmandel. Det eksisterende tilsatsfyringsanlæg må dog allerede indbefatte et askeudskilningssystem i kedlen, hvorfor kravene til partikelrensningen i halmgassen ikke er så høje, og hvorfor det kan overvejes at forsøge at modvirke evt. belægningsdannelse og korrosion ved passende tilførsel af additiv.

Hvis der med anvendelse af en LT-CFB-halmforgasser opnås en større halmandel på kraftværker med halmtilsatsfyring, kan man desuden undlade ombygning af et eller flere værker til halmtilsatsfyring og dermed reducere investeringer i halmanlæg. Dertil kommer, at kvalitet og anvendelsesmuligheder for restprodukterne ikke ændres på de bestående anlæg.

4. Anlægsstørrelse

4.1 Store anlæg

For at et halmforgasningsanlæg såvel som et andet anlæg til termisk omsætning af halm skal være interessant for et kraftværksselskab, må det - ud over at være økonomisk fordelagtigt - have et vist volumen, det vil sige skønsomt kunne aftage mindst omkring 100.000 tons halm årligt. En halmforgasser koblet til en kraftværksblok i normal drift skønnes at få en årlig driftstid på ca. 6.500 ækvivalente fulldlastimer, hvor timetallet hovedsageligt er bestemt på basis af en forventet lavere rådighed end resten af kraftværksanlægget. De 6.500 timer medfører en gennemsnitlig indfyret effekt på omtrent 70 MW. Herudfra skønnes den nødvendige anlægsstørrelse at være ca. 80 MW svarende til en halmmængde på ca. 19 t/h.

Det forudsættes, at et halmforgasningsanlæg (som dette) på 80 MW eller mere til kobling med en kraftværksblok fremstilles og leveres på samme kommercielle og garantimæssige vilkår som et konventionelt halmfyret anlæg i samme størrelse.

4.2 Små anlæg

Forud for kommerciel produktion og levering af et stort LT-CFB-anlæg går dog et større udviklings- og produktmodningsarbejde, inklusive prøvedrift på et pilotanlæg. En anlægsstørrelse på 5-10 MW indfyret effekt regnes i denne sammenhæng som en passende størrelse for et pilotanlæg.

Kompleksiteten af et sådant anlæg behøver ikke at være sammenlignelig med store anlæg, og koblingen til et elproducerende anlæg er ikke udviklingsmæssigt nødvendigt. Fokus bør i stedet rettes mod brændselsfleksibiliteten, dvs. at gøre anlægget i stand til at håndtere og forgasse varierende typer biomasse og affald, der skønnes egnet til den givne termiske behandling, og som kan fremskaffes i tilstrækkelige mængder til konkurrencedygtige priser.

5. Anlægsbeskrivelse, stort anlæg

Dette afsnit beskriver på et foreløbigt niveau, hvordan opbygningen af et 80 MW LT-CFB-halmforgasseranlæg kunne være, når det skal fungere som et forkoblet anlæg til en konventionel kraftværksblok.

Forgasser

Når fluidiseringshastighederne i PK (2-3 m/s) og KR (ca. 0,3 m/s) fra 50 kW forsøgsanlægget opretholdes, giver første beregning for et anlæg med 80 MW indfyret effekt følgende resultat:

Pyrolysekammer

Effektivt tværsnitsareal ca. 9,7 m².

Med et kvadratisk tværsnit giver det sidelængder på ca. 3,2 × 3,2 m.

Højden af PK fastlægges med hensyntagen til opholdstid, interne opblandingsforhold, ønskede lastvariationsmuligheder, recirkulationsrate samt eventuelle begrænsninger i forbindelse med sammenkobling med det øvrige anlæg.

Koksreaktor

Effektivt overfladeareal 79 m².

Dette areal er **urealistisk stort** og skal reduceres ved øgning af fluidiseringshastigheden til f.eks. 1 m/s, hvorved arealet beregnes til ca. 21 m². Den forøgede hastighed bør kombineres med en ca. tilsvarende øget bedehøjde og kan medføre behov for en forbedret/ekstra partikelseparation i KR-fribordet og/eller gasafgangen, men dette behov kan ikke afgøres på nuværende tidspunkt.

Når der tages hensyn til opblandingsforhold, risiko for ufluidiserede zoner, bundudtag, luftdyser, mulighed for sektionering m.m., antages et forhold mellem sidelængderne på 2:1, hvilket giver sidelængder på $3,2 \times 6,5$ m.

Alle mål er indvendige mål.

Der er taget udgangspunkt i en konstruktion med **plane vægge**, hvor der på nuværende tidspunkt ikke er taget stilling til, hvordan den varmefaste inderbeklædning skal udformes, og måske vil en konstruktion med udmurede/støbte reaktorkamre med cirkulære tværsnit være mere fordelagtig.

Koksreaktoren kan som angivet i /3/ endvidere tænkes udformet som et ringkammer udenom pyrolysekommeret, hvorved konstruktionen gøres mere kompakt.

Pyrolysekommerets størrelse og udformning skal endvidere tage højde for, at det fysisk skal være muligt at indfyre en halmmængde på 20 t/h. Da Enstedværkets biokedel er udlagt for omtrent denne halmmængde, tages udgangspunkt i et indfyringssystem som dette med 4 skruetokerkanaler til løsnat halm, hvor fuldlast kan opnås på 3 linier. Det medfører, at fluidiseringshastigheden tilsyneladende ikke kan øges ud over ca. 3 m/s, da tværsnitsarealet - forudsat et kvadratisk eller cirkulært tværsnit - herved bliver for småt til umiddelbart at kunne rumme de 4 halmindfødningslinier.

Hvis der ønskes højere gashastighed i pyrolysekommeret, må det altså undersøges, hvorvidt den givne halmmængde kan indføres på en mere kompakt måde så som ved brug af såkaldte prop-indfødere, og/eller det kan overvejes at nøjes med 3 indfødningslinier og/eller at acceptere en reduceret kapacitet på tidspunkter, hvor en af linierne eventuelt skal stoppes.

Den fysiske udformning af primærcyklon ("PC") og sekundærcyklon ("SC") i form af nødvendig konushøjde m.m. til en ønsket udskilningsgrad er ikke vurderet, men den vil være af væsentlig betydning for anlæggets byggehøjde. Det vil sige, at anlæggets byggehøjde vil afhænge af det valgte antal parallelle cykloner.

Ud over de interne rørføringer til halmgas (PK-PC, PC-SC og SC-eventuelt yderligere gasrensning) skal det vurderes, hvordan de udmurede/isolerede gasrør fra SC til hovedkedel skal arrangeres, dvs., om der skal føres 2 separate gasrør til f.eks. hver side af hovedkedlen, eller om de skal føres som ét rør til senere opdeling. Se desuden nedenstående skitser.

Brænderkonstruktioner til halmgas i hovedkedel skal beregnes og projekteres, da gasens store volumen og høje temperatur nødvendiggør specialfremstillede brændere.

Øvrigt hjælpeudstyr

I processen skal indpasses en del hjælpeudstyr:

Sand, aske og øvrige hjælpestoffer:

- Anlæg for tilførsel af frisk bed-materiale til reaktor.
- Anlæg for udtagning og behandling (inkl. evt. regenerering og genindfødning) af materiale fra bunden af KR.
- Anlæg for udtagning og behandling af materiale fra sekundærcyklon.
- Anlæg for den videre askehåndtering.
- Anlæg for eventuel dosering af additiver til systemet.
- Anlæg for rensning/fjernelse af eventuelle aflejringer i gasrør.
- Anlæg til sikring af genstart efter nødstop (f.eks. ekstra additivdosering el. lign.).
- Startopvarmningsanlæg.

Halm:

- Lagerbygning: 3 døgn forbrug skønnes rimeligt svarende til $3 \times 24 \times 20 = 1440$ tons, som igen svarer til ca. 11.000 m³.
- Aut. krananlæg til modtagelse samt aflæsning på indfødningsanlæg.
- Anlæg for modtagekontrol m.m.
- Oprivere.
- Indfødnings-, fordelings- og doseringsanlæg.

Vand/damp:

- Damptilførsel fra blokkens hovedkedel til KR, inkl. regulering og eventuel vandindsprøjtning.
- Vandtilførsel til eventuel køling af aske og brugt bed-materiale i eller udenfor processen.

Gasrensning:

- Medtaget som option på layoutskitsen i figur 4. Om det er aktuelt, kan ikke afgøres på nuværende tidspunkt.

Luft:

- Blæseranlæg til fluidiseringsluft m.m.

N₂:

- N₂-station for tilsætning af N₂ til processen samt til inertisering af anlægget.

Brandslukningsanlæg:

- Omfang skal afklares med AT og øvrige relevante myndigheder.

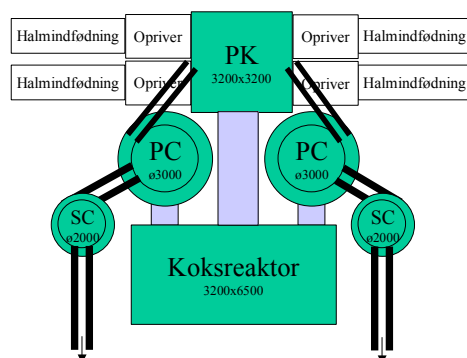
Kontrolanlæg:

- Lokal styring.
- Ændring af blokkens kontrolanlæg således at samdrift m.m. muliggøres.

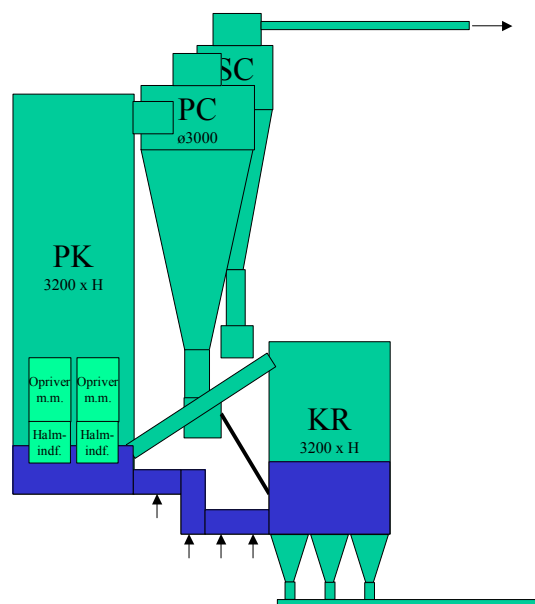
Elanlæg:

- Installationer på forgasseranlægget samt i forbindelse med koblingen til blokkens el-anlæg og kontrolanlæg.

Figurene nedenfor viser et forslag til opbygning af et fuldskalaanlæg. Den indbyrdes placering af komponenterne er skitseret således, at der etableres et kompakt anlæg samtidig med, at især opblandingsforhold i KR er gjort så gode som muligt, såfremt bed-overfladearealet er som beregnet. Desuden er det vigtigt, at halmindfødningsanlægget kan indpasses fornuftigt. De angivne mål er egentlig indvendige (effektive) mål, men til skitseformål anses det for tilstrækkeligt.



Figur 2. 80 MW opbygning. Layout.



Figur 3. 80 MW opbygning - Opstalt.

Der foreligger fra DFBT ideer til et endnu mere kompakt design, men realiseringen af dette vil kræve en yderligere afklaring.

6. Layoutforslag for udvalgte pladser

Tabel 1 giver en oversigt over relevante kraftværksanlæg i Jylland og på Fyn hvor der samtidig er anført lokale fordele og ulemper i forbindelse med en indplacering af et halmforgasningsanlæg.

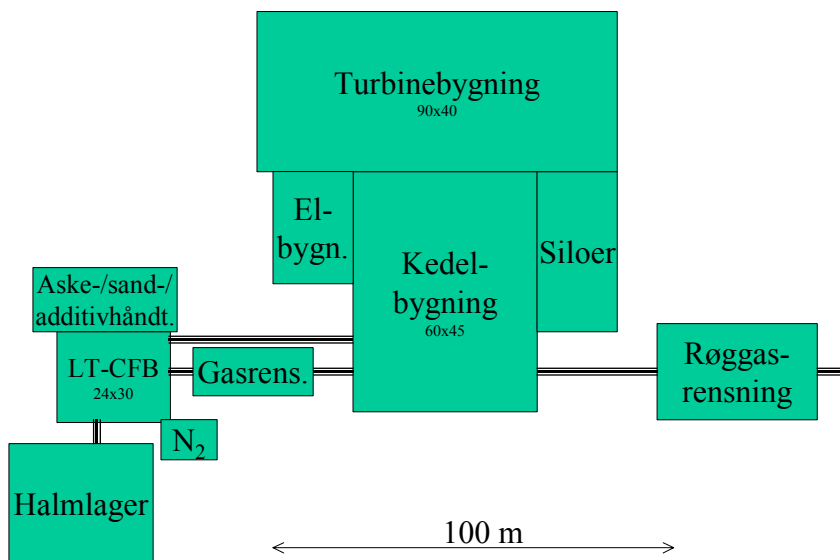
	Primær-brændsel	Indfyret fuldlast-effekt [MW _{th}]	DeNO _x	Fordele	Ulemper	Bemærkninger
Nordjyllandsværket - blok 3	Kul	810	HD-SCR			
Studstrupværket - blok 3	Kul (& halm)	820	SCR er planlagt	Halmanlæg findes - eventuel fordel heraf		
Studstrupværket - blok 4	Kul	820	SCR er planlagt	Halmanlæg findes – eventuel fordel heraf		
Esbjergværket - blok 3	Kul	830	HD-SCR i 2005			
Skærbækværket - blok 3	Naturgas	800				
Enstedværket - blok 3	Kul	1520	HD-SCR	Halmanlæg findes ved biokedlen – eventuel fordel heraf		
Fynsværket - blok 3	Naturgas	675			Formentlig begrænset tolerance overfor støvpartikler	
Fynsværket - blok 7	Kul	870	SCR i 2007			
Herningværket	Flis Naturgas	290			Kombineret flis- /gasfyring	Halm må hermed anses for udelukket

Tabel 1. Oversigt over kraftværksanlæg i Elsam/Eltra-området

Det fremgår, at anlægget i givet fald vil skulle placeres på en af "350 MW-blokkene" (med 800-900 MW indfyret effekt), hvor effektilførslen fra halm således maksimalt andrager ca. 10%.

Figur 4 viser et skitseret anlægslayout med baggrund i Esbjergværket, blok 3. Skitsen anskueliggør arealkrav til en eksternt placeret halmforgasser med de til LT-CFB'en nødvendige hjælpeanlæg. Det er her valgt at indtegne et gasrensningstrin ("Gasrens."), selv om det formentlig ikke vil være nødvendigt under de givne forudsætninger.

Skitseret layout med nødvendige anlægselementer for en LT-CFB-halmforgasser koblet til kraftværksblok



Figur 4. Layoutskitse ved kraftværksplacering

Øvrige forhold der skal overvejes:

- Køreveje
- Adgangsforhold
- Brandsikkerhed
- Evakueringsforhold
- Opbygning af hensyn til gasdetektering.

Der er på nuværende tidspunkt ikke taget højde for arealmæssige restriktioner på konkrete kraftværkspladser.

7. Økonomi

7.1 Anlægsbudget

Nedenfor er angivet et overslag på anlægsomkostninger ved etablering af et 80 MW LT-CFB-anlæg koblet til en konventionel kraftværksblok. Opdelingen er sket efter KKS-systemet (Kraftwerks-Kennzeichen-System).

KKS	Beskrivelse	mio. kr.
B	El-anlæg halm, materialehåndtering	8,0
C	Kontrolanlæg, blok	15,0
C	Kontrolanlæg, halm	5,0
E	Brændselsforsyning, halm	15,0
E	Restproduktanlæg, halm	10,0
H	Kedelanlæg, halmforgasser	100,0
H	Brænderombygning, blok	10,0
L	Vand/damp anlæg	5,0
Q	Hjælpeanlæg	10,0
S	Serviceanlæg	2,0
U	Bygningsanlæg forgasser	25,0
U	Halmklager	25,0
	SUM1	230,0
O	Byggherreomkostninger 15% af SUM1	34,5
	SUM2	264,5
	Uforudsete udgifter 15% af SUM2	39,7
	SUM3	304,2
	Byggerenter 7% af SUM3	21,3
	Anlægsbudget i alt	325,5

7.2 Driftsbudget

I tabellen nedenfor er skitseret et årligt driftsbudget for en LT-CFB-halmforgasser under 2 forskellige forudsætninger:

1. Et konservativt skøn over virkningsgrader og rådighed
2. Et optimistisk skøn hvor alle faktorer er forsøgt optimeret

Tilsvarende driftsbudgetter er vist for en separat halmkedel samt for halmtilsatsfyring, hvor disse tager udgangspunkt i et konkret projektforslag for en 117 MW halmkedel samt for et 80 MW halmtilsatsfyringsprojekt. For disse 4 teknologier er der foretaget parallelle beregninger, hvor der er beregnet driftsresultat samt produktionspris for halm-baseret el.

Beregningen er grov og meget generel og tager bl.a. ikke hensyn til tab samt omkostninger i forbindelse med eventuel anvendelse af et supplerende brændsel. Desuden beslaglægger forgasnings- og tilsatsfyringsprojekterne 10% af moderblokken, og omkostninger til dækning af mistet indtjening ved kulfyring som følge heraf er ikke indregnet. Ydermere er værdien af CO₂ reduktionen heller ikke indregnet.

I anlægsbudgetterne er der tillagt byggerenter svarende til 7% af summen.

Elvirkningsgrader regnes som et *årligt gennemsnit* og er på baggrund af erfaringstal for den separate biokedel skønnet til 30% og for tilsatsfyring til 35%. Hermed forstås at 30% hhv. 35% af den årligt indfyrede energi omsættes til (netto) elproduktion. Disse tal

har bl.a. baggrund i produktionsdata for Elsams centrale kraftværker, og kan således genfindes i Elsams grønne regnskab, der også danner baggrund for anvendelse af totalvirkningsgrader på 65%, ligeledes som et årligt gennemsnit.

Den separate biokedel antages at være et selvstændigt kraftvarmeværk med egen modtryksturbine, hvor den gennemsnitlige elvirkningsgrad på 30% virker realistisk. For de øvrige anlæg antages det at være et kraftvarmeværk med maksimal elvirkningsgrad på ca. 42%, der på årsbasis reduceres til 35% på grund af start/stop samt drift efter fjernvarmebehovet m.m.

Der skønnes en planlagt udetid på 4 uger årligt mod 3 uger ifølge en optimistisk vurdering. Manglende driftserfaring med LT-CFB-teknologien samt ikke-planlagt udetid på håndteringsanlæggene til halm og bed-materiale skønnes endvidere at retfærdiggøre en rådighed på ca. 88% ifølge den konservative vurdering, hvor de øvrige teknologier har rådigheder i området 90-92%.

For at muliggøre en sammenligning er der regnet med ens finansieringsforhold for alle 3 koncepter (10 år, rente 6,5 % p.a.).

Omkostninger til drift- og vedligeholdelse (D&V) er angivet som funktion af den indfyrede halmmængde (dvs. anlæggets størrelse). For det meget enkle tilsatsfyringskoncept er den specifikke D&V-omkostning beregnet til 5 kr./GJ, mens tallet for de teknisk mere komplicerede koncepter er skønnet at være omtrent dobbelt så stort, med fluid-bedforgasseren i den konservative vurdering som den "tungeste". I den optimistiske vurdering er D&V for forgasseren sat lig med omkostningen for tilsatsfyring plus 20%. Det kan dog ikke på nuværende tidspunkt prissættes, hvordan den renere halmgas påvirker D&V-omkostningerne.

Ved tilsatsfyring skal der desuden indregnes en meromkostning på ca. 1 kr/GJ_{kul} da anlægget kun kan drives med lavalkalikul. Dette indgår i beregningen.

Priser for halm og fjernvarme er sat til skønnede markedspriser. Ved et konkret projekt baseret på kulfortrængning med biomasse, skal *fjernvarmeprisen* forhandles med det aktuelle fjernvarmeforsyningselskab. Det må nødvendigvis forudsættes, at en del af den sparede kulafgift skal tilfalde biomasseanlægget og finansiere dette. Denne pris er af stor betydning for det endelige driftsresultat for alle koncepter og er i beregningen konservativt sat til 45 kr./GJ, dvs. forholdsvis lavt i forhold til en fjernvarmepris med fuld kul- og CO₂-afgift.

Procesdata:

Halmmængde
Halmeffekt indfyret
Halmandel ved samfyring
Indfyret effekt fra kul
Gennemsn. elvirkningsgrad
Gennemsn. totalvirkningsgrad
Gennemsnitlig elprod. fra halm
Gennemsnitlig fjv.-prod. fra halm

t/h
MW_{th}
MW_{th}
MW_e
MJ/s

LT-CFB kons.	LT-CFB optim.	Separat halmkedel	Tilsats- fyring
20	20	20	20
81	81	81	81
10%	10%	100%	10%
725	725	0	725
35,0%	35,0%	30,0%	35,0%
65,0%	65,0%	65,0%	65,0%
28,2	28,2	24,2	28,2
24,2	24,2	28,2	24,2

HALM:

H_u (GJ/t)
14,5

Aske (%)
5,2%

Drifttid:

Rådighed, halmanlæg
Andel ækv. fuldlasttimer
Planlagt udetid (rev.)
Ækv. Fuldlasttimer

døgn/år
h/år

88,0%	92,0%	90,0%	90,0%
93,0%	93,0%	94,8%	90,0%
28	21	28	28
6619	7064	6901	6551

Forbrug:

Halmmængde
Energi fra halm
Energi fra kul

t/år
GJ_{halm}/år
GJ_{kul}/år

132.380	141.280	138.020	131.020
1.919.510	2.048.560	2.001.290	1.899.790
17.275.590	18.437.040	0	17.098.110

Produktion:

Elprod. fra halm (nettoprod.)
Fjv.-prod. fra halm
Andel af restprod til deponi
Restprodukt fra halm

MWh/år
GJ/år
t/år

186.619	199.166	166.774	184.702
575.853	614.568	700.452	569.937
100%	100%	20%	0%
6.884	7.347	1.435	0

Priser:

Fjv.-pris
Halmpri
Halmpri

kr/GJ
kr/t
kr/GJ

45	45	45	45
500	500	500	500
34,5	34,5	34,5	34,5

Investering og finansiering:

Anlægspris
Afskrivningstid
Rente

mio. kr
år
% p.a.

325,5	325,5	462,5	130,0
10	10	10	10
6,5	6,5	6,5	6,5

Anlægs- og driftsomkostninger:

D&V spec. omk.
Merpris for lavalkalikul
Restproduktdeponering

kr/GJ_{halm}
kr/GJ_{kul}
kr/ton

10	6	9	5
			1
500	500	500	500

Økonomiopgørelse

Halmindkøb	mio. kr/år	66,19	70,64	69,01	65,51
Kapitalomkostninger	mio. kr/år	45,27	45,27	64,34	18,08
Meromk. til lavalkalikul	mio. kr/år	0,00	0,00	0,00	17,10
Restproduktdeponering	mio. kr/år	3,44	3,67	0,72	0,00
D&V omkostninger	mio. kr/år	19,20	12,29	18,01	9,50
Omkostninger i alt	mio. kr/år	134,10	131,88	152,08	110,19
Fjernvarmesalg	mio. kr/år	25,91	27,66	31,52	25,65
Nettoomkostninger	mio. kr/år	108,19	104,22	120,55	84,54
Elproduktionspris, halmbaseret	kr/MWh	579,7	523,3	722,9	457,7

Med de givne grove skøn over teknik og økonomi fremgår det, at produktionsprisen for halmbaseret el er **523-580 kr./MWh** for en ca. 80 MW LT-CFB-halmforgasser, men at den er ca. **723 kr./MWh** for en separat halmkedel i samme størrelse. For en løsning med ca. 81 MW tilsatsfyring (10% andel) er elprisen beregnet til ca. **458 kr./MWh**.

Anvendelse af en LT-CFB-halmforgasser vil således, ligesom for de øvrige halmteknologier og for de givne anlægsstørrelser give en produktionspris for el, der er højere end mindsteprisen på 40 øre/kWh. Samtidig fremgår det også at tilsatsfyring isoleret betragtet vil være den billigste metode for kraftværkerne til at indpasse en stor mængde halm i el- og varmeproduktionen.

Anvendelse af halmforgasning med LT-CFB-processen rettes således primært mod halmanvendelse på tilsatsfyrede anlæg med halmandel væsentligt over 10%, hvor nytiggørelsen af flyveaske og drift af HD-SCR bliver problematisk.

Forgasning af alternative brændsler som affald, husdyrgødning, spildevandsslam mv. bør i en vurdering af LT-CFB-konceptet indgå på lige fod med forgasning af biomasse, men disse er dog ikke omfattet af dette notat.

Affaldsforgasning vil - ligesom øvrige forgasningskoncepter/-teknologier - stille store krav til især homogeniteten af de pågældende affaldsfraktioner, ligesom økonomien primært er bestemt af samfundsmæssige forhold i form af krav til restprodukter, alternative deponeringsomkostninger samt anlæggets drifts- og vedligeholdelsesudgifter.

8. Tidshorisont

Et fuldskala LT-CFB-halmsamfyringsanlæg skønnes at være realistisk inden for 7-8 år. Det står dog klart, at finansiel støtte til F&U og demonstrationsanlæg er en nødvendig forudsætning.

Såvel støttebehovet som udviklingsrisiciene vil formentlig kunne minimeres ved at tilrettelægge udviklingsprocessen således, at der undervejs udvikles og demonstreres ét eller flere mindre anlægstyper med selvstændigt kommercielt perspektiv. Her kan det være interessant at fokusere på affaldsbrændsler, der kan fremskaffes til en væsentlig lavere pris end halm.

Etablering af et 5-10 MW pilotanlæg kan være første trin i udviklingen. I Elsam regi ville det være hensigtsmæssigt at placere et pilotanlæg i den størrelsesorden enten på Enstedværket eller på Studstrupværket, hvor der både er halm til rådighed og mulighed for at indfyre gassen på en kulfyret kedel.

9. Referencer

- /1/ The Low Temperature CFB Gasifier — Further Test Results and Possible Applications, Peder Stoholm et. al., Poster og paper V2.92 ved 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Amsterdam, June 2002.
- /2/ Low Temperature CFB Gasifier, Conceptual Ideas, Applications and First Test Results, Peder Stoholm et. al., 1st World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry, Sevilla, Spain, 5 to 9 June 2000.
- /3/ Low Temperature CFB Gasifier, Conceptual Ideas and Applications, Peder Stoholm et. al., 15th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Savannah, Georgia, USA, 16-19 May, 1999.

Bilag 2:

The Low Temperature CFB gasifier – Further test results and possible applications.

Artikel indsendt til og accepteret af ”12th European Biomass Conference and Exhibition”, June 2002 Amsterdam.

Præsenteret med en poster ved konferencen.

THE LOW TEMPERATURE CFB GASIFIER – FURTHER TEST RESULTS AND POSSIBLE APPLICATIONS

Peder Stoholm¹, Rasmus Glar Nielsen¹, Lene Sarbæk⁵, Lasse Tobiasen⁵,
Martin W. Fock², Kai Richardt³, Bo Sander⁴, Lars Wolff⁴ and Ulrik Henriksen⁵

1) Danish Fluid Bed Technology ApS (DFBT)
c/o Center for Advanced Technology
Frederiksborgvej 399
DK-4000 Roskilde, Denmark

Phone: (+45) 46775907
Fax: (+45) 46321919
E-mail: Peder.Stoholm@CATScience.dk

2) dk-TEKNIK ENERGY&ENVIRONMENT
Gladsaxe Møllevej 15
DK-2860 Søborg, Denmark

Phone: (+45) 39555999
Fax: (+45) 39696002
E-mail: mfock@dk-teknik.dk

3) Rica-Tec Engineering A/S
Marielundvej 48 B
DK-2730 Herlev, Denmark

Phone: (+45)44943111
Fax: (+45)44944488
E-mail: Rica-Tec@Rica-Tec.dk

4) Tech-wise A/S
Kraftværksvej 53
DK-7000 Fredericia, Denmark

Phone: (+45) 79233333
Fax: (+45) 75564477
E-mail: BOS@Techwise.dk

5) Technical University of Denmark (DTU)
Department of Mechanical Engineering
DK-2800 Lyngby, Denmark

Phone: (+45) 45254172
Fax: (+45) 45935761
E-mail: ubh@mek.dtu.dk

ABSTRACT: The novel “Low Temperature Circulating Fluidised Bed” (LT-CFB) gasification process is described together with the most recent results from the 50 kW LT-CFB test plant located at the Technical University of Denmark.

The LT-CFB concept aims at avoiding problems due to ash sintering/agglomeration and corrosion when using difficult fuels such as agricultural biomass and many waste materials. This is achieved by pyrolysing the fuel at around 650°C in a circulating fluidised bed (CFB) chamber and subsequently gasifying the char down to only around 730°C in a slowly fluidised bubbling bed (BFB) chamber located in the CFB particle re-circulation path.

The 50 kW test plant was built and commissioned during 1999 and since then experiences have been gained from more than 80 hours of operation. Nearly all of the test work has been performed on fuel that is expected to be worst-case conditions, i.e. the fuel has mainly been Danish wheat straw containing 1,8 % potassium and 0,8 % chlorine (dry basis) and the bed material has been ordinary silica sand with no additives.

The test results have showed a high retention of potassium (73-98%) and chlorine (23-75%) in the ash. At the same time the char loss was approx. 3,5 mass% of supplied amount of fuel, and the content of PAH in the ash was only around 2 mg/kg. The most recent test results and anticipated applications are described in this paper.

Keywords: gasification, biomass conversion, circulating fluidised bed (CFB)

1 INTRODUCTION

In 1999 a 50 kW test plant based on the novel Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasifier was build and commissioned.

Since then 82 hours of operation has been performed primarily with wheat straw as fuel. The last 45 hours was within 3 tests in 2001/2002. The bed material was fully reused in order to represent the severe conditions of long-term operation with minimised addition of fresh bed material.

The aim in this paper is to describe the LT-CFB concept, test results from the last 45 hours of operation, possible applications for the concept and future plans.

The concept and earlier experiments is formerly reported in [1], [2] and [3].

2 BACKGROUND

Within the international energy sector a rising attention has been brought to the utilization of biomass to reduce usage of fossil fuels and CO₂ emissions.

In Denmark cereal straw is the main biomass

resource, but as most other agricultural and young woody bio-fuels it often contains high amounts of potassium and chlorine. These components give deposits and corrosion in furnaces, especially if the aim is to produce electricity at high efficiency.

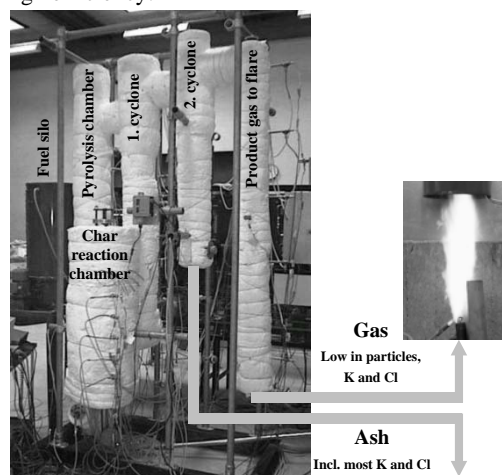


Figure 1: Picture of 50 kW LT-CFB test plant and flare burning product gas

Co-firing e.g. straw with coal can minimise these problems, but this may reduce the options for ash utilization and the ash may have to be deposited representing additional costs and loss of valuable resources. Furthermore there may have to be restrictions on the choice of coal, superheating temperatures and a potential high dust de-NO_x catalyst may be de-activated.

The LT-CFB gasifier functions without in-situ ash-sintering and corrosion problems and most potassium and chlorine are simply retained in a separate biomass ash stream. In this way a clean fuel-gas, with a relatively high calorific value, is produced for e.g. a modern and highly efficient power plant boiler.

3 THE LT-CFB CONCEPT

3.1 The 50 kW test plant

Figure 1 shows a picture of the 50 kW LT-CFB test plant and of the flame burning the product gas under operation. On the picture to the left the low char reaction chamber is seen in the front while the 4 taller components from left to right is the pyrolysis chamber, primary cyclone, secondary cyclone and a vertical tube section for flow measurements and detection of potential particle deposition. The dark silo in the back to the left of the pyrolysis chamber contains the fuel (crushed wheat straw pellets for most of the performed tests). The ash is taken out from underneath the secondary cyclone. All of the hot components can be heated electrically for start-up purposes and to compensate for the relatively large heat loss due to the small dimensions.

3.2 The concept

Figure 2 shows a sketch of the concept with the intentional mass flows shown (e.g. the char loss from the primary cyclone is not shown).

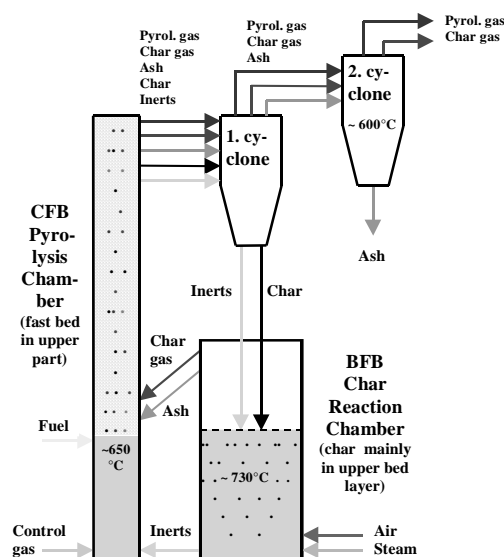


Figure 2: Flow diagram of LT-CFB concept

The fuel enters the pyrolysis chamber, and is pyrolysed at ~650°C. This pyrolysis is fast due to the good thermal contact between fuel and hot sand/bed material and results in a small and highly reactive char residue. The gas lifts the char and sand upwards in the pyrolysis chamber and in a primary cyclone char and

sand is separated from the gas and lead to the char reaction chamber.

The char is gasified in a slowly bubbling fluidised bed (BFB) in the char reaction chamber at ~730°C using air and steam as gasification agents. The produced char gas is lead to the pyrolysis chamber, where the gas will contribute to the high velocity in the upper part.

The produced small and light ash particles will not be retained by the primary cyclone, but will follow the gas stream and instead be retained by the secondary cyclone, which is smaller and thereby more effective.

Silica sand is used as a heat carrier between the overall exothermic reactions during the gasification to the endothermic pyrolysis. The sand is lead from the bottom of the char reaction chamber to the pyrolysis chamber and circulated back via the primary cyclone. Segregation in the bed causes the small char particles, that are hard to retain, to flow to the top of the BFB thereby giving them a high retention time.

Due to the low temperatures most potassium and some chlorine are retained in the ash separated by the secondary cyclone. The temperature decrease due to the endothermic pyrolysis avoids the need for gas cooling prior to potassium and chlorine separation.

Due to the fast pyrolysis at low temperature a high amount of heavy hydrocarbons are present in the product gas, thereby giving the gas a relatively high calorific value on volumetric basis.

4 EXPERIMENTEL WORK

Since the 50 kW LT-CFB test plant was built in 1999 82 hours of operation with fuel feed has been performed, hereof 3 hours with wood and the rest with straw. The first ~35 hours of operation was mainly commissioning, verification of the fundamental principles in the concept and short preliminary parameter variations to find the most suitable set points of the input parameters. The last three experiments were performed in a row with full reuse of the bed material to show the plants performance during long-time testing. These three experiments lasted 24, 13½ and 7½ hours giving a total of 45 hours, during which 440 kg wheat straw was gasified.

By using wheat straw harvested in 1995 with 1,8% potassium and 0,8% chlorine (dry basis), ordinary silica sand as bed material and by excluding the use of bed additives such as limestone and caoline, worst case conditions was represented.

During the 45 hour testing only 12 kg of fresh sand was supplied to up weigh 7 kg of samples of the bed material and losses through the primary cyclone. In order to further enhance the accumulation of potassium and chlorine in the bed material, no fresh sand was added the last 14 hours and not even formerly used bed material was added during the last 7½ hours.

A large amount of data including mass flow rates, temperatures, pressures and gas compositions was logged during operation, whilst samples from especially the cyclone ash and the bed material were taken during short stops for re-loading the fuel feeder every 1,5 to 3 hours. Results from the subsequent analysis work e.g. mass and energy balances as well as many more specific results have been obtained for documentation and as a basis for further optimisation.

5 RESULTS

5.1 Process temperatures, deposits and agglomeration

The 3 tests reported have shown that the LT-CFB gasifier performs close to the best prior intentions. In particular no deposits were observed during any of the internal inspections of the plant.

Sintering and agglomeration of the fluidised bed material was only encountered intentionally after a controlled temperature rise in the char reaction chamber to 825°C. This experiment performed at the end of the 24 hour test, as well as steady operation at 800°C on the same bed material at the end of the 13,5 hour test, showed that there is a good margin from the normal operating temperature at ~730°C to the agglomeration temperature. This is believed to be mainly due to good temperature control and the anti-agglomerating influence of the char particles in the char reaction chamber.

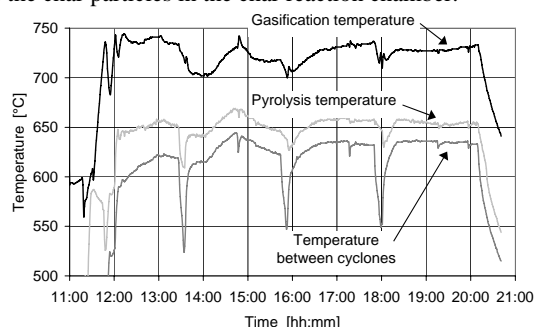


Figure 3: Temperature measurements in pyrolysis- and gasification chamber and in between the cyclones

Figure 3 show some characteristic temperatures measured throughout the latest 7½ hour experiment. The experiment consisted of 4 parts, in between which the plant was closed down shortly for taking particle samples and refilling the fuel silo. The first two parts were primarily used for stabilising the conditions and during the two last parts more steady operation prevailed. The plotted “Temperature between cyclones” is measured just before particle separation in the secondary cyclone. This is thereby “last chance” for gaseous potassium and chlorine to condensate on the ash particles.

Steam is added to the char reaction chamber as a char conversion and gas quality enhancer. Despite the low gasification temperature 30-50% of the supplied steam reacted, when 0,5-2 kg/h of steam was added. This is believed to be due to good contact conditions in the BFB and high char reactivity due to the fast pyrolysis and the large content of catalytic material (e.g. potassium) in the char and bed particles.

The temperature in the char bed could be efficiently controlled mainly by adjusting the supplied airflow, whilst the temperature in the pyrolysis chamber was controlled by adjusting the particle recirculation rate. The char content in the bed could be controlled by adjusting the steam flow rate and/or the amount of (electrically) uncompensated heat loss. The char content was monitored by measuring internal pressure losses in the char bed and afterwards also by analysing particles sampled from different levels in the bed.

5.2 Potassium and chlorine

In Figure 4 the accumulation of potassium and chlorine in the bed material throughout the testing period

is shown. The first data points show the amount of these components in the fresh sand. During the 13½ hour experiment no analysis for potassium and chlorine was made. In the top of the figure the amount of samples taken and supplied amount of make up bed particles is shown. The 3 kg supplied before the 7½ hour experiment was not fresh sand as earlier, but previously used bed material. By avoiding the diluting addition of fresh sand within the last 13 hours stable concentrations of potassium and chlorine were reached at the levels 5,3% and 0,7% respectively.

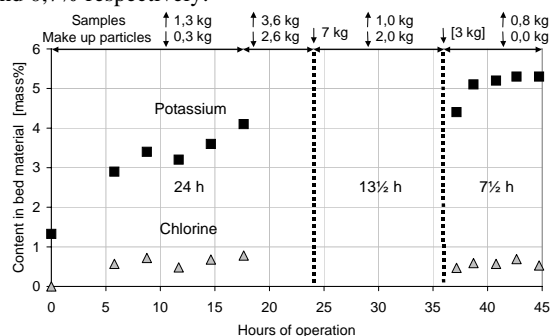


Figure 4: Amount of potassium and chlorine in bed material

In Figure 5 the retention of potassium is shown. By isokinetic dust measurements during the 7½ hour test the efficiency of the secondary cyclone was found to be ~95% and it was estimated the same for the 24 hour test. The content of potassium in the particles in the gas is assumed to be the same as in the separated ash for the 24 hour test, but was measured for the 7½ hour test.

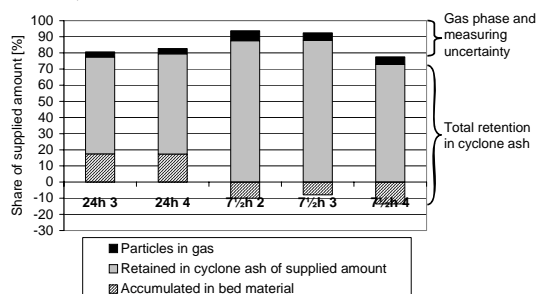


Figure 5: Retention of potassium in cyclone ash, loss with particles in the gas and accumulated in bed material

During most of the 24h test, potassium was accumulated in the bed material, but in the 7½ hour test a steady concentration was obtained (Figure 4). Due to a decrease in total mass of bed material potassium was released during the 7½ hour test.

The highly efficient retention of ash and potassium (including the part periodically released from the bed) confirm that this combination of low temperature gasification and very simple gas cleaning will be well suited for e.g. co-firing straw at modern power plants.

5.3 Char loss, PAH and gas quality

As shown in figure 6 the char loss to the cyclone ash was reduced to 3,5% on a mass basis and 6,5% on energy basis compared with supplied amount of straw (raw basis). This for the most stable period during the last 7½ hour experiment. Further reductions are expected based on various planned enhancements of the 50 kW test plant,

and on the much better char and gas retention times anticipated in up-scaled plants.

Measurements of PAH in the cyclone ash showed only around 3,5 mg/kg. Moreover approximately half of the stated PAH result is naphthalene, which probably can be avoided by e.g. keeping the temperature of the ash-bin above the naphthalene dew point.

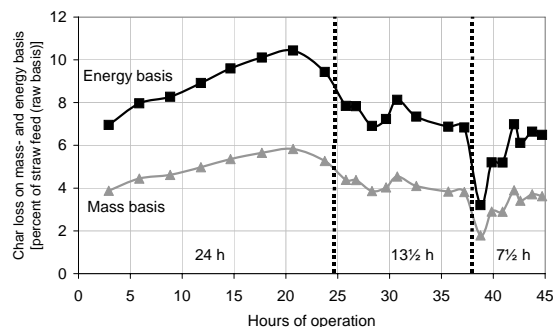


Figure 6: Char loss to cyclone ash

The product gas had a higher heating value of 4,5-6 MJ/kg, which is presumably up to around 7 MJ/Nm³. A high amount of heavy and partly condensable hydrocarbons in the gas contributes significantly to especially the volumetric heating value.

6 DISCUSSION

6.1 Optimisation possibilities

The 50 kW test facility is a small proto-type plant, where the most suitable sizes for the concept probably is from 1-5 MW up to above 100 MW. The following improvements are expected due to this extensive scale up:

- A higher bed in the char reaction chamber will give a lower char loss and better gas quality due to longer gas and char retention times in the bed (the present char bed is only around 500 mm high). This will give a higher CO/CO₂ ratio and allow a higher amount of the steam to react. This will decrease the need for steam and the specific gas flow rate will be smaller
- A higher freeboard height will decrease the amount of fine char particles lost due to particle splash from the bed surface (present freeboard is only 250 mm)
- Elimination of the present nitrogen usage under test operation will enhance the gas quality by 10-20%, which together with the above improvements are expected to give a higher heating value of the gas up to around 10 MJ/Nm³
- The low content of PAH in the cyclone ash will probably be further minimised due to optimised char conversion and by avoiding the condensation of gaseous PAH in the cold ash-bin

A 500 kW LT-CFB plant including these and other improvements is now being designed and this plant is expected to be commissioned late 2002.

6.2 Alternative fuels and applications

The plan for further tests includes other fuels such as municipal solid waste and meat-and-bone meal. Moreover many other volatile types of problem fuels such as waste streams from the production of sugar,

cotton, rice, olive and plant oils are “good candidates” for the LT-CFB gasifier. In addition also woody fuels may be applied e.g. as a back up fuel and/or considering that especially young woody products may also contain elevated amounts of potassium and chlorine.

Possible system applications for the LT-CFB concept in the energy sector are mainly as a pre-treatment plant for such problematic fuels and e.g. in combination with :

- Existing and new coal-, oil- or gas fired boilers, e.g. as a co-firing scheme
- Indirectly fired gas-turbines or large Stirling engines
- Directly fired gas turbines, combustion engines or fuel cells. These options, however, require intensive gas filtration and either efficient tar cracking or pressurisation of the LT-CFB gasifier

Moreover quite different applications such as producing liquid fuels or more valuable chemicals are also considered (based on lower pyrolysis temperature and gas quenching).

7 CONCLUSION

Tests have shown that the LT-CFB test facility is easy to operate, and that the temperatures, char conversion etc. can be well controlled.

No ash deposition or bed agglomeration problems were encountered during normal operation in spite of establishing long term and otherwise worst-case conditions regarding fuel and bed material.

Retention of potassium in the cyclone ash was 73-98% and of chlorine 23-75%.

The char loss has been reduced to 3,5% on a mass basis and further improvements are expected through further optimisation and much better retention times due to scale up.

A very low and probably further reduceable amount of PAH was measured in the cyclone ash.

The very high fuel flexibility, indicated by the good results on extremely difficult wheat straw as well as the anticipated broad range of sizes and system applications, strengthen the hope that the LT-CFB gasifier will greatly improve the possibilities of efficient and environmentally clean use of biomass and volatile waste fuels.

ACKNOWLEDGEMENTS

The PSO-2001 R&D program conducted by the Danish power company Eltra and the Danish Energy Agency economically supports the ongoing R&D efforts including the experimental activities presented, whilst earlier activities was financially supported by the Danish Energy Agency.

REFERENCES

- [1] Stoholm, Nielsen, Nygaard, Tobiasen, Fock, Richardt and Henriksen, 2000. Low temperature CFB gasifier, conceptual ideas applications and first test results. 1st World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry. Sevilla, Spain, June 2000.
- [2] EPO Patent application no. 98958839.7-2104
- [3] <http://www.et.dtu.dk/halmfortet/publications/>

Bilag 3:

The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW test plant.

Artikel accepteret af og præsenteret mundtligt ved ECOS konferencen 2003 i København.

Artikel desuden reviewed og publiceret i “Proceedings of The 16th International Conference of Efficiency, Cost, Optimization, Simulation, and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2003”, pages: 1113-1120.

THE LOW TEMPERATURE CFB GASIFIER LATEST 50 KW TEST RESULTS AND NEW 500 KW TEST PLANT

Peder Stoholm¹ and Rasmus Glar Nielsen
Danish Fluid Bed Technology ApS (DFBT)
c/o Center for Advanced Technology
Frederiksborgvej 399
DK-4000 Roskilde, Denmark

Martin W. Fock and Nina Jensen
dk-TEKNIK ENERGY&ENVIRONMENT
Gladsaxe Møllevvej 15
DK-2860 Søborg, Denmark

Bo Sander and Lars Wolff
Tech-wise A/S
Kraftværksvej 53
DK-7000 Fredericia, Denmark

Kai Richardt
Rica-Tec Engineering A/S
Marielundvej 48 B
DK-2730 Herlev, Denmark

Ulrik Henriksen
Department of Mechanical Engineering
Technical University of Denmark (DTU)
DK-2800 Lyngby, Denmark

ABSTRACT

The *Low Temperature Circulating Fluidised Bed* (LT-CFB) gasification process aims at avoiding problems due to ash deposition and agglomeration when using difficult fuels such as agricultural biomass and many waste materials. This, as well as very simple gas cleaning, is achieved by pyrolysing the fuel at around 650°C in a CFB reaction chamber and subsequently gasifying the char at around 730°C in a slowly fluidised bubbling bed chamber located in the CFB particle recirculation path. In this paper the novel LT-CFB concept is further described together with the latest test results from the 50 kW LT-CFB test plant located at the Technical University of Denmark.

In the latest 10-hour experiment the fuel was wheat straw containing 1,3-1,6% potassium, 0,6% chlorine and 12,2% ash (dry basis), and the bed material was ordinary silica sand without additives. The bed material was reused from 45 hours of previous test runs thereby causing the initial content of potassium in the bed material to be around 4 to 4,5%. Besides avoiding deposition and agglomeration problems, the main result was a reduction in char loss to approx. 1,5 mass% of the supplied amount of straw as well as very effective (97%) particle separation by the hot secondary cyclone.

The next LT-CFB experiment, currently under preparation, is expected to be on either municipal/industrial waste or animal manure.

Eventually a 500 kW LT-CFB test plant scheduled for commission during summer 2003, and the anticipated primary LT-CFB applications and future project plans are also mentioned.

¹ Corresponding author: Phone: +45 46775907 Fax: +45 46321919 Email: Peder.Stoholm@CATScience.dk

INTRODUCTION

In 1999 a 50 kW test plant based on the novel *Low Temperature Circulating Fluidised Bed* gasifier (LT-CFB) was built and commissioned.

Since then 92 hours of operation has been performed primarily with wheat straw as fuel. The last 55 hours was within 4 tests in 2001/2002. Each time the bed material was fully reused in order to represent the severe conditions of long-term operation with minimised addition of fresh bed material.

The aim in this paper is to present test results from especially the latest 10-hour experiment and the experiences gained. Also the LT-CFB concept, possible applications and future plans will be discussed briefly. The concept and earlier experiments is more thoroughly reported in [1], [2], [3] and [4].

BACKGROUND

Within the international energy sector a rising attention has been brought to the utilization of biomass and waste fuels in order to reduce CO₂ emissions and the usage of fossil fuels.

In Denmark cereal straw is the main biomass resource, but as most other agricultural and other young bio-fuels it often contains high amounts of potassium and chlorine. These components give deposits and corrosion in furnaces, especially if the aim is to produce electricity at high efficiency.

Co-firing e.g. straw with coal can minimise these problems, but this may reduce the options for ash utilization, and the ash may have to be deposited representing additional costs and loss of valuable resources. Furthermore there may have to be restrictions on the choice of coal and superheating temperatures, and a potential high dust de-NO_x catalyst may be de-activated.

The LT-CFB gasifier functions without in-situ ash-sintering and corrosion problems and most potassium and chlorine are simply retained in a separate biomass ash stream. In this way a clean fuel-gas, with a relatively high calorific value, is produced for e.g. a modern and highly efficient power plant boiler.

THE LT-CFB CONCEPT

The 50 kW test plant

Figure 1 shows a picture of the 50 kW LT-CFB test plant and of the flare burning the product gas during operation.

On the picture to the left the low char reaction chamber is seen in the front while the 4 taller

components from left to right is the pyrolysis chamber, primary cyclone, secondary cyclone and a vertical tube section for flow measurements and detection of potential particle deposition. All of these hot components can be heated electrically for start-up purposes and to compensate for the relatively large heat loss due to the small dimensions.

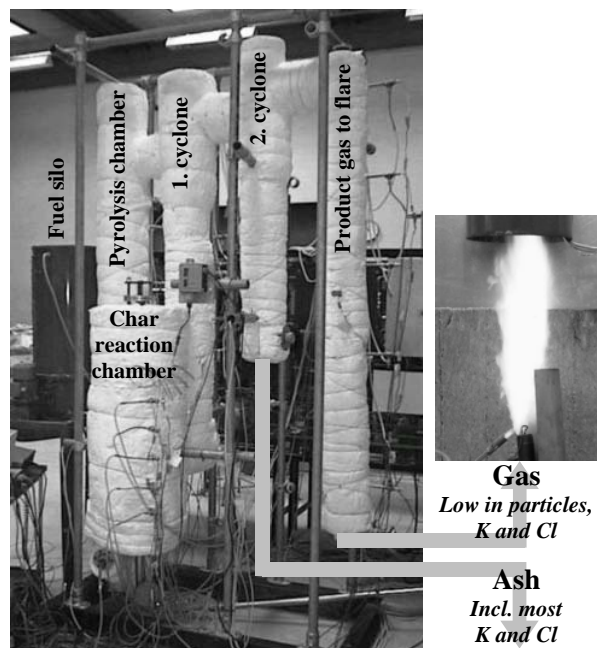


Figure 1: Picture of 50 kW LT-CFB test plant and flare burning product gas

The dark silo to the left of the pyrolysis chamber contains the fuel (crushed wheat straw pellets for most of the performed tests). The ash is taken out as a dry powder from underneath the secondary cyclone.

The concept

Figure 2 shows a sketch of the concept with the intentional mass flows indicated as arrows (e.g. the char lost from the char reaction chamber and through the primary cyclone is not shown).

The fuel enters the pyrolysis chamber, where it is pyrolysed at ~650°C. The pyrolysis is fast due to the good thermal contact between fuel and hot sand and results in a small and highly reactive char residue. The gas lifts the char and sand upward in the pyrolysis chamber and into a primary cyclone, where char and sand is separated from the gas and led to the char reaction chamber.

There the char is gasified in a slowly bubbling fluidised bed (BFB) at ~730°C using air and steam as gasification agents. The produced char gas is led to the pyrolysis chamber, where the char gas

contributes to the high velocity in the upper part.

Due to the fast pyrolysis at low temperature a high amount of heavy hydrocarbons are produced, thereby giving the combined product gas a relatively high calorific value on volumetric basis.

Silica sand is used as a heat carrier between the overall exothermic char gasification and the endothermic pyrolysis. Controlling the rate of sand circulation can thereby control the temperature difference between the two process chambers.

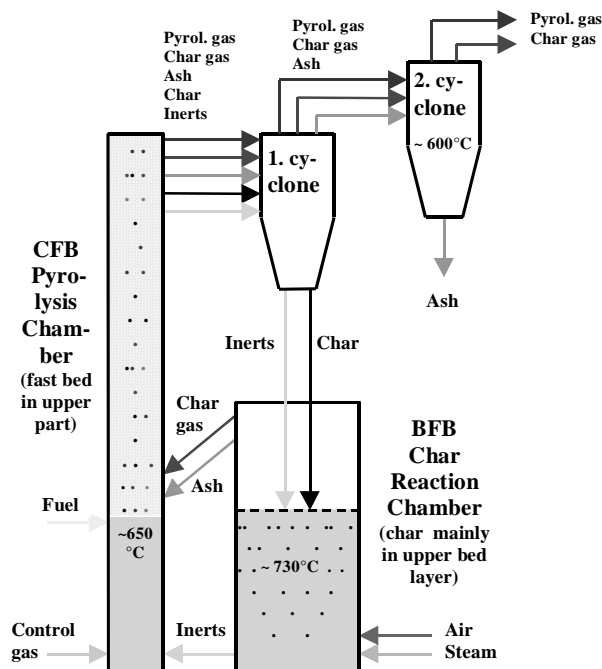


Figure 2: Flow diagram of LT-CFB concept

The sand is re-circulated from the bottom of the char reaction chamber along with only a small amount of char due to segregation of char and sand in the char bed. The segregation causes especially the small and otherwise hard to retain char particles to be left behind for a long retention time mainly in the upper part of the BFB.

The combination of the initially small char residue and the good char retention in the BFB allows the char to be efficiently converted at a relatively low temperature. The combination of the low process temperatures and a relatively high char concentration counteracts deposition and agglomeration problems.

The mainly small and light ash particles produced in the char reaction chamber will typically not be retained by the primary cyclone, but the main part will be retained by the more effective secondary cyclone.

The low process temperatures ensure that most potassium and some chlorine are kept in the solid

state and therefore separated along with the ash particles. The temperature decrease due to the endothermic pyrolysis helps to avoid the need for gas cooling prior to the simple potassium and chlorine separation.

EXPERIMENTAL WORK

Since the 50 kW LT-CFB test plant was built in 1999, 92 hours of operation with fuel feeding has been performed, hereof 3 hours with wood and the rest with straw. The wheat straw used for the first 79 hours of experiments has been quite severe regarding content of potassium (1,8%) and chlorine (0,8%) and with 6,7% ash (dry basis). The last 10-hour experiment were done on another severe wheat straw with 12,2% ash and 1,3-1,6% potassium and 0,6% chlorine (dry basis). The bed-material has been ordinary silica sand (with no additives), which has been reused between all experiments for the last 55 hours of operation. Only small amounts of fresh sand have been added to compensate for sample taking and losses.

The main objective of the last 55 hours of operation (4 separate experiments) has been to lower the char loss from the process, whilst showing a high retention of primarily particles and potassium.

Prior to the 10-hour experiment the char reactor height was increased from 750 mm to 1165 mm. This was done to increase the freeboard height to around 525 mm whilst also allowing a slightly increased bed height of around 640 mm. This was mainly expected to reduce the loss of particles due to splashing from the bed surface. Fine char particles lost from the char reactor in this way is difficult for the primary cyclone to separate and therefore it easily ends up as a loss in the cyclone ash.

RESULTS

Process temperatures and agglomeration

Figure 3 show some characteristic temperatures measured throughout the 10-hour experiment. The plotted "Temperature between cyclones" is measured just before particle separation in the secondary cyclone. This is thereby "last chance" for gaseous potassium and chlorine to condensate to the ash particles.

The experiment was planned to consist of 4 parts each lasting ~3 hours. Between each part the plant was closed down shortly for sample taking and refilling of the fuel silo. The first part was used for stabilizing temperatures and conditions, while

steadier operation prevailed for the 2 next parts (16:30-23:00).

The planned fourth part had to be aborted during the startup phase around 0:00 o'clock. Apparently straw/char made a blockade just inside the feeding point in the relatively narrow (\varnothing 83 mm) pyrolysis chamber. This caused the particle circulation to stop and the following temperature overshoot in the char reactor caused the char bed to agglomerate at $\sim 770^\circ\text{C}$.

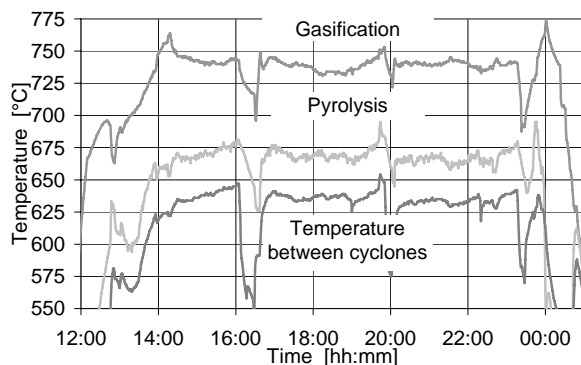


Figure 3: Temperature measurements

Agglomeration during operation has not earlier been encountered until 825°C . The lowered agglomeration temperature was apparently caused by a combination of accumulation of straw ash (further explained in section: Ash handling) and very low char content in the bed.

It is well known, that char has an anti-agglomerating effect in fluid beds. The normal experimental procedure is therefore to avoid too low char concentrations. But due to a fault in the pressure measuring system the low char content in the bed material was first known after the experiment.

The problems encountered in the fourth part of the experiment could easily have been avoided by:

- Moderated initiation of fuel feeding, thereby allowing the sand circulation to get started
- Avoiding the temperature overshoot in the char bed
- Closer monitoring of the char content in the char bed and not allowing an inert/char mass ratio above ~ 30 (normally 15-20)

In addition, the larger dimensions and higher fluidisation velocities in scaled up plants are expected to increase the margin between the agglomeration temperature and the operation temperature.

Ash behavior and handling

During the earlier experiments essentially all straw ash and some bed material exited through the primary cyclone, but during the 10-hour experiment at least 30% of the straw ash was retained in the bed-material (since the ratio between sand and ash in the bed and cyclone material is unknown, the retained amount of ash was higher to the extend of sand particles lost through the primary cyclone).

The higher ash retention in the bed material this time is probably caused by a combination of:

- The increased bed and freeboard heights
- A relatively low fluidisation velocity
- The low char content in the bed material
- The very high ash content in the fuel
- Low melting components in the straw

Some straw ash accumulated in the bed material, could be seen as 0,5-1 mm gray particles with grains of sand ($\sim 0,1$ mm) attached to the surface, and therefore some of the ash retention in the bed material was probably caused by a limited degree of ash melting and sintering. This has probably contributed to less ash elutriation from the char bed and to a high ash separation performance of both cyclones.

The tendency to ash accumulation may easily decline/disappear due to e.g. the combination of the intended higher gas velocities and char content in the char bed. The tendency to particle sintering/growth indicates however, that some kind of bed particle size management has to be performed in order to be able to gasify a fuel like the straw used on a long-term basis.

This can be done by draining out particles from the bottom of the char reactor, where most of the large ash particles eventually will end up. Because of the observed significant difference in size and density of ash and sand particles, these can probably simply be separated. The sand particles can then be re-circulated to the bed material, thereby minimizing the need for addition of fresh sand and limiting the content of components with low melting temperature.

Char loss

Some fine char particles will follow the gas and ash particles out of the primary cyclone, and will be separated by the secondary cyclone and led to the ashbin. This amount has been between 5,8 and 3,4 mass% of supplied amount of raw straw during the 3 prior experiments. Due to the increase of the

freeboard height above the char bed, a higher retention of particles, including char and ash, in the char bed was obtained. This led to a better char conversion in the char bed and a lower char loss to the cyclone ash of 1,2-1,8 mass% of supplied amount of straw. Figure 4 shows the char loss to the cyclone ash throughout the experiment.

The declining char loss throughout the experiment was caused by a decrease in the char content in the bed material, as a result of a lower thermal load than expected. This was due to a higher moisture and ash content in the straw and lower supplied amount from the feeder than expected on the new type of straw used for this experiment. The thermal fuel input was therefore only 35 kW instead of the anticipated 43-48 kW as earlier.

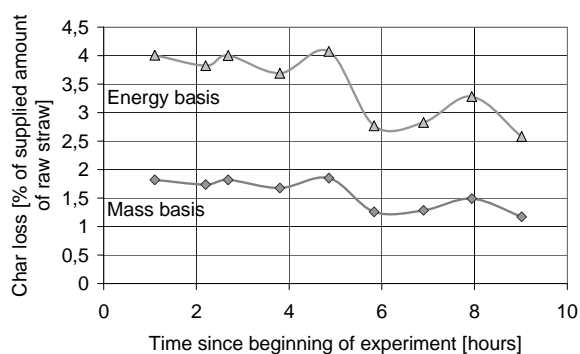


Figure 4: Char loss to cyclone ash

At the intended higher thermal load an increase in char loss must be anticipated, but due to the higher freeboard this increase is not expected to be significant. Moreover, a major reduction of the char loss is expected due to much larger bed and freeboard heights in up scaled plants.

Dust particles in the product gas

Two dust measurements were performed in the product gas stream after the secondary cyclone. This was done iso-kinetically with a heated probe to avoid tar condensation in the probe filter.

The measurements showed a particle retention efficiency of the secondary cyclone of 97 %, which is highly satisfactory. The stream of particles in the product gas was only 1,4-1,5 g/Nm³ dry gas, and the dry gas stream was approx. 16 Nm³/h.

Oxidation of the collected dust samples showed a combustible share of 33%. This is higher than the share found in the cyclone ash, which in average was measured to 15%. The lower share in the cyclone ash is probably caused by a higher content

of heavier sand and ash particles, which is easier retained by the cyclone.

The combustible share of the dust particles in the product gas equals to only 0,09 mass% of supplied amount of straw. The energy contained in these particles is however not lost, because the particles will be burned together with the product gas.

Retention of potassium

No analyses for potassium has yet been made on the samples taken during the 10-hour experiment, but earlier test results have shown, that the retention normally is around the same value as the secondary cyclone efficiency, which was 97%.

Earlier 73-98% of supplied amount of potassium with the straw was retained in the cyclone ash.

In-stationary build up or release of potassium in/from the bed material may influence the potassium retention. The main part of the bed material used for the 10-hour experiment was however re-used from the previous 7,5-hour experiment where a high saturation concentration of 5,3% potassium in the bed-material was obtained by neglecting to compensate for samples and losses of bed material [2]. The initial addition of a make-up portion of less exposed bed particles from an earlier experiment (but no fresh sand) reduced the initial average potassium concentration in the bed material to approx. 4-4,5 %. Towards the end of the experiment a higher potassium concentration in the bed material is however possible due to the considerable ash accumulation in the bed material.

Energy flows and gas quality

Figure 5 shows the main energy flows out of the 50 kW plant during the 10-hour experiment. Other flows constitute to less than 1% (e.g. samples and particles in gas).

The uncompensated heat loss (2,6 kW ~7%) is given by the actual heat loss (4,9 kW value based on prior heat loss experiments) minus supplied power to heat tracing (2,3 kW). The magnitude of the increased heat loss due to the higher char reactor was not known prior to the experiment, and therefore the power to the heat tracing was not increased accordingly. Earlier the uncompensated heat loss has only been ~4%.

One of the main features in the LT-CFB concept is, that it does not need problematic raw gas cooling, i.e. it allows directly use of the

~600°C gas in e.g. a boiler furnace. The thermal energy contained in the gas ($\dot{Q}_{th} = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T$, in this case constituting ~12 %) is therefore not to be considered a thermal loss. Therefore the useable energy from this experiment was 90%.

Moreover, the only losses expected for large up-scaled plants are 0-3% char loss and 1-2% surface heat loss. The case of "0" char loss indicates the possibility of adding an ash post-oxidation process, which may also be interesting for obtaining a highly mineralized ash product.

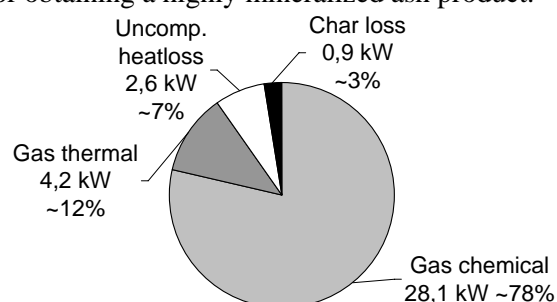


Figure 5: Energy streams out during 10-hour exp.

The chemical energy in the gas corresponds to a higher heating value of ~5,2 MJ/Nm³ of wet gas, while heating values up to ~7 MJ/Nm³ earlier has been observed at higher thermal loads of the plant.

In future up scaled LT-CFB plants gas heating values of up to ~10 MJ/Nm³ is expected due to lower/no N₂ usage, as well as higher CO/CO₂ ratio and steam utilization caused by higher gas and char residence time in the char bed. The relatively high volumetric values is possible due to the high content of heavy hydrocarbons in the product gas.

NEW ACTIVITIES

50 kW experiment with alternative fuel

The next LT-CFB experiment with the 50 kW plant, now being prepared, will be on animal manure, municipal waste or industrial waste.

The first two of these fuels are also known to be difficult because of potentially high contents of low melting and corroding components. Therefore the LT-CFB gasifier can be a solution for very much the same reasons as in the case of straw.

The industrial waste in focus is mainly composed of paper, cardboard, plastic and wood and it is therefore not problematic in the same way. However, this waste stream causes problems because of too high combustion temperatures when fed into grate fired waste incineration boilers.

The LT-CFB offers two different solutions to this problem:

1. The product gas may be burned in the waste incineration boiler after moderating the gas heating value by introducing an (e.g. steam producing) heat absorption surface in the gasification process
2. The relatively non corroding LT-CFB product gas can be burned in a separate furnace, that boost the plant efficiency by increasing the steam superheating temperature.

The aim of the nearby as well as further experiments is also to show, that the LT-CFB concept is extremely flexible regarding the choice of fuel, and that a good performance can be achieved regarding char loss and retention of ash and problematic components like potassium and chlorine.

The 500 kW LT-CFB plant

During the summer 2003 a 500 kW LT-CFB plant will be built and commissioned at DTU. This plant, which is roughly indicated in fig. 6, will include a few new features based on experiences gained from the 50 kW plant, and first of all the design will be closer to typical real-sized plants (from several MW to perhaps beyond 100 MW).

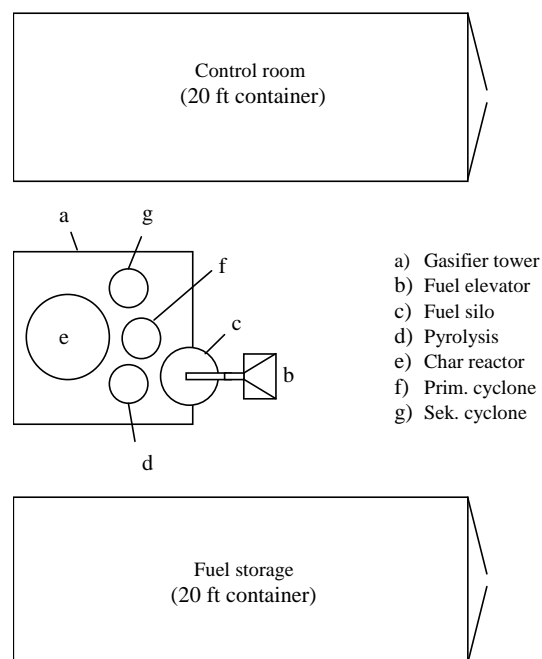


Figure 6: 500 kW LT-CFB plant at DTU, plan view.

The 500 kW gasifier will be an almost fully refractory lined construction in order to allow for long-term operation (distinct from the 50 kW plant made from stainless steel). Moreover, the former relatively high N₂ usage will be nearly eliminated.

The plant will be commissioned and initially tested on the same straw used for the 10-hour experiment, and thereafter on other, at present, unspecified fuels.

A next 5-10 MW plant

The next step planned within a new PSO-2003 project includes the selection of a proper site for an approximately 5-10 MW LT-CFB gasifier, as well as developing the matching design and proper integration of the gasifier.

The mentioned size range is not big enough for the primarily intended use of the gasifier i.e. co-firing straw at full scale power plants, but the type of site and fuel etc. will be chosen in order to obtain a basis for such later large scale use of the LT-CFB gasifier.

DISCUSSION

Optimisation possibilities

The 50 kW test facility is only a small prototype plant, where the most suitable sizes for the concept probably is from a few to above 100 MW.

Some of the many possible improvements that will naturally follow, or be considered during the scale up process are:

- Elimination of the present nitrogen usage which will enhance the gas quality by 10-20%
- Further increase of the char reactor height to further improve the char conversion and gas quality
- Use of loose or chopped straw instead of the more expensive pellets are also expected to give a lower char loss due to a lower production of tiny char particles
- Larger cross sections in the pyrolysis chamber and L-valve etc. will lower the risk of blockages preventing free circulation of bed material
- Addition of a bed particle drain system with the capability of predominantly removing bottom ash and oversize particles will better allow for optimal and undisturbed long term operation
- Ash re-circulation or post-oxidation may further minimise the char loss and make the ash more suited for various purposes
- Optimising the gas clean up by adding a

tertiary cyclone or an even more effective filter

- Earlier a PAH content of 2 mg/kg was measured in the cyclone ash. This low value will probably be further minimised due to optimised char conversion and by avoiding condensation of gaseous PAH in the cold ashbin

It is however also a primary goal to keep the process as simple as possible, and the new 500 kW plant will therefore be nearly as simple as the 50 kW plant.

Alternative fuels and applications

The plans for further tests include other fuels such as municipal or industrial waste, manure and meat-and-bone meal. Moreover many other volatile types of problem fuels such as waste streams from the production of sugar, cotton, rice, olive and plant oils are “good candidates” for the LT-CFB gasifier. In addition also woody fuels may be applied e.g. as a back up fuel and/or considering that especially young woody products may also contain elevated amounts of potassium and chlorine.

Possible system applications for the LT-CFB concept in the energy sector are mainly as a generator of a hot but relatively clean fuel gas for:

- Existing and new coal-, oil- or gas fired boilers, e.g. for large scale co-firing
- Existing and new waste incineration boilers, e.g. for expanding the fuel flexibility of the plant to salty or high heating value products and/or for boosting the superheating temperature
- Indirectly fired gas-turbines or large Stirling engines

Based on more intensive gas filtration and either pressurisation of the gasifier or the combination of tar cracking, gas cooling and gas compression, the LT-CFB gasifier may also produce gas for directly fired gas turbines (including IGCC), combustion engines and fuel cells. Moreover quite different applications such as production of liquid fuels or more valuable chemicals (based on lower pyrolysis temperature and gas quenching) are also considered.

CONCLUSION

The latest 10-hour experiment with the improved 50 kW LT-CFB test facility and a not previously used high ash, K and Cl wheat straw was a success regarding:

- Process stability
- Avoiding agglomeration and deposition problems in spite of the severe conditions
- Effective char conversion
- Effective gas cleaning by the hot secondary cyclone

The much better char conversion compared to earlier tests was primarily achieved due to an increase in the char reactor freeboard height, but a lower than intended thermal input was also influencing.

These results as well as many other experiences gained from the 50 kW test plant forms the basis for the new 500 kW LT-CFB plant, which will be built and commissioned at DTU in summer 2003.

In the mean time at least one further experiment with the 50 kW plant is scheduled in order to gain experiences on another type of difficult bio-fuel and to further prove that the LT-CFB process is very versatile concerning the choice of fuel and process/plant applications.

ACKNOWLEDGEMENTS

The PSO R&D program conducted by the Danish transmission system operator Eltra and the Danish Energy Agency economically supports the ongoing R&D efforts including the experimental activities presented, whilst earlier activities was financially supported by the Danish Energy Agency.

REFERENCES

- [1] Stoholm, Nielsen, Nygaard, Tobiasen, Fock, Richardt and Henriksen. *Low temperature CFB gasifier, conceptual ideas, applications and first test results*. 1st World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry. Sevilla, Spain, June 2000.
- [2] Stoholm, Nielsen, Sarbæk, Tobiasen, Fock, Richardt, Sander, Wolff and Henriksen. *The Low Temperature CFB Gasifier – Further test results and possible applications*. World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry. Amsterdam, Holland, June 2002.
- [3] EPO Patent application no. 98958839.7-2104
- [4] Homepage of Biomass Gasification Group, Department of Mechanical Engineering, Technical University of Denmark.
<http://bgg.mek.dtu.dk>

Bilag 4:

The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW plant.

Artikel indsendt til og accepteret af "2nd World Conference on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection", May 2004 in Rome.

Præsenteret med en poster ved konferencen.

**THE LOW TEMPERATURE CFB GASIFIER
LATEST 50 KW TEST RESULTS AND NEW 500 KW PLANT**

Peder Stoholm¹ and Rasmus Glar Nielsen
Danish Fluid Bed Technology ApS (DFBT, c/o CAT/Risø)
Frederiksborgvej 399, P.O.Box 30
DK-4000 Roskilde, Denmark

Martin W. Hansen
Force Technology
Gladsaxe Møllevvej 15
DK-2860 Søborg, Denmark

Kai Richardt
Rica-Tec Engineering A/S
Marielundvej 48 B
DK-2730 Herlev, Denmark

Bo Sander and Lars Wolff
Elsam Engineering A/S
Kraftværksvej 53
DK-7000 Fredericia, Denmark

Ulrik Henriksen, Mads Brix,
Selen Gurbuz and Bjørn Qvale
Department of Mechanical Engineering
Technical University of Denmark (DTU)
DK-2800 Lyngby, Denmark

ABSTRACT: The Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasification process is described together with the 50 kW and the 500 kW test plants and latest test results. The LT-CFB process is especially developed for medium and large scale (few to >100 MW) gasification of problematic bio-fuels like straw, animal manure and waste and for co-firing the product gas in existing, e.g. coal fired power plant boilers. The aim is to prevent fouling, agglomeration and high temperature corrosion caused by potassium and chlorine and other fuel components when producing electricity. So far 92 hours of experiments with the 50 kW test plant with two extremely difficult types of straw has shown low char losses and high retentions of ash including e.g. potassium. Latest 27 hours of experiments with dried, high ash pig- and hen manure has further indicated the concepts high fuel flexibility. The new 500 kW test plant is currently under construction and will be commissioned during the summer 2004.

Keywords: biomass conversion, gasification, circulating fluidised bed (CFB),

1 INTRODUCTION

In 1999 a 50 kW test plant was built based on the novel Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) thermal gasification technology. Since then more than 120 hours of experiments has been conducted primarily with straw but lately also with pig- and hen manure.

1.1 Straw as a bio-energy resource

Within the international community an increasing attention has been paid to the utilization of biomass and waste fuels in order to reduce CO₂ emissions and the usage of fossil fuels.

In Denmark cereal straw is the main biomass resource, but as most other agricultural and/or young bio-fuels it often contains large amounts of potassium and chlorine. These components give deposits and corrosion in furnaces, especially if the aim is to produce electricity at high efficiency.

Directly co-firing e.g. straw with coal can minimise these problems, but this may reduce the options for ash utilization, and the (mixed) ashes may have to be deposited representing additional costs and loss of valuable resources. Furthermore, restrictions may have to be introduced on the choice of coal and superheating temperatures, and a potential high dust de-NO_x catalyst may be de-activated.

The LT-CFB gasifier functions without in-situ ash-sintering and corrosion problems and most potassium and chlorine is simply retained in a separate biomass ash stream. In this way a clean fuel-gas, with a relatively

high calorific value, is produced for e.g. a modern and highly efficient power plant boiler.

1.2 Animal manure as a bio-resource

In many rural areas there are high concentrations of livestock and the manure is normally spread out on the farmland. This causes environmental problems due to wash out of nutrients, and in Denmark a limitation of the size of the livestock farms is therefore introduced.

Conventional biological gasification does not solve this problem because the excessive nutrients are still present in the wet fiber residue, which is expensive to distribute. Moreover, the energy production potential is only utilized to a small extend.

The LT-CFB plant is able to almost fully convert the organic content of manure into a combustible gas low in dust and corrosive components. The nutrients in the manure are separated from the gas and retained in an ash container. This ash product is a fine, dry powder with a high concentration of phosphorus, potassium and magnesium. It is therefore very suitable as a fertilizer, and it can compactly be transported to areas needing the nutrients. Hence, the wash out of nutrients as well as the size limitations on animal farms can be reduced.

2 THE LT-CFB CONCEPT

Figure 1 shows a simple version of the concept with all major mass flows indicated as arrows.

The fuel enters the pyrolysis chamber, where it is pyrolysed at ~650°C. The pyrolysis is fast due to the

¹ Corresponding author: Phone: +45 46775907 Fax: +45 46321919 Email: Peder.Stoholm@CATScience.dk

good thermal contact between fuel and hot sand and results in a small and highly reactive char residue. The gas lifts the char and sand upwards and into a primary cyclone, where char and sand is separated from the gas and led to the char reaction chamber.

There the char is gasified in a slowly bubbling fluidised bed (BFB) at $\sim 730^\circ\text{C}$ using air and steam as gasification agents. The produced char gas is led to the pyrolysis chamber, where the char gas contributes to the high velocity in the upper part.

Due to the fast pyrolysis at low temperature a high amount of heavy hydrocarbons are produced, thereby giving the combined product gas a relatively high calorific value on volumetric basis.

Silica sand is used as a heat carrier between the overall exothermic char gasification and the endothermic pyrolysis. The rate of sand circulation is therefore controlling the temperature difference between the two process chambers.

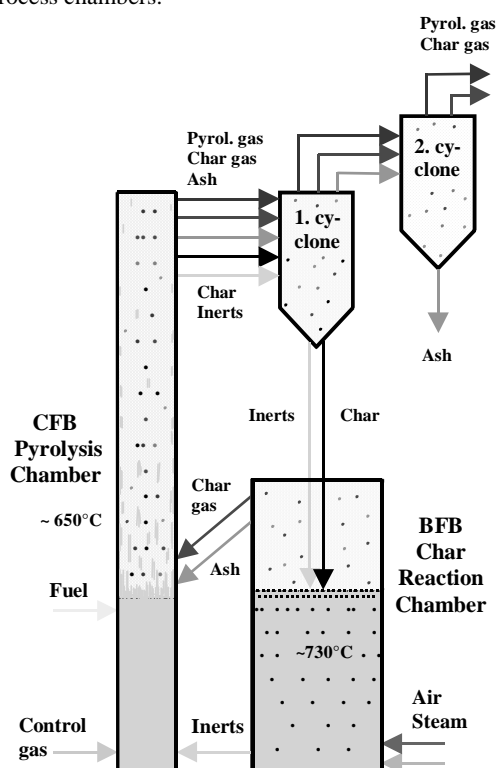


Figure 1: Flow diagram of LT-CFB concept

The sand is re-circulated from the bottom of the char reaction chamber, because due to segregation, especially the small and hard to retain char particles are this way left behind for a long retention time and mainly in the upper part of the BFB.

The combination of the initially small char residue, high char reactivity and good char retention in the BFB allows the char to be efficiently converted at a relatively low temperature. The combination of the low process temperatures and a relatively high char concentration counteracts deposition and agglomeration problems.

The mainly small and light ash particles produced in the char reaction chamber will typically not be retained by the primary cyclone, but the main part will be retained by the more effective secondary cyclone.

The low process temperatures ensure that most potassium and some chlorine are kept in the solid state

and therefore separated along with the ash particles. The temperature decrease due to the endothermic pyrolysis helps to avoid the need for gas cooling prior to this simple potassium and chlorine separation.

2.1 The 50 kW test plant

Figure 2 shows a picture of the 50 kW LT-CFB test plant and of the flare burning the product gas during operation. On the picture to the left the low char reaction chamber is seen in the front while the 4 taller components from left to right is the pyrolysis chamber, primary cyclone, secondary cyclone and a vertical tube section for flow measurements and detection of potential particle deposition. All of these hot components can be heated electrically for start-up purposes and to compensate for the relatively large heat loss due to the small dimensions. The dark silo to the left of the pyrolysis chamber contains the fuel (crushed pellets for most of the performed tests). The ash is taken out as a dry powder from underneath the secondary cyclone.

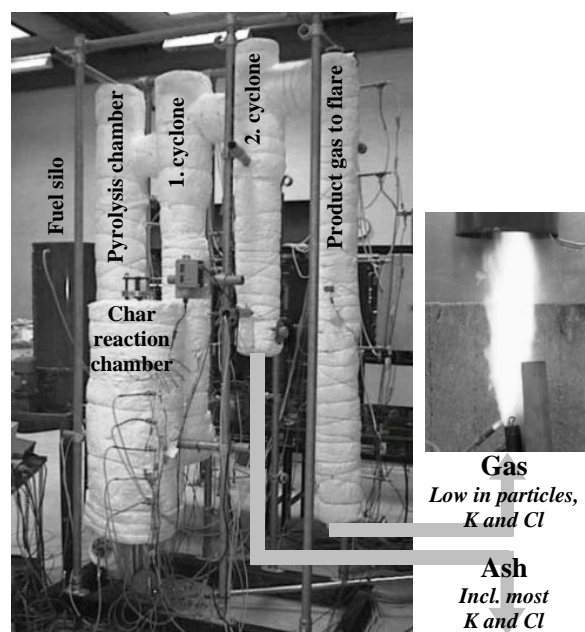


Figure 2: Picture of 50 kW LT-CFB test plant and flare burning product gas

2.2 The 500 kW test plant

Based on the experiences gained from the 50 kW plant a new 500 kW test plant is under construction at DTU, Copenhagen (Figure 3). This new plant is scheduled for commissioning June 2004 and the first tests will be with the same difficult straw as in an earlier reported 50 kW test [1], i.e. crushed straw pellets containing 12.2% ash and 1.7% potassium (dry basis).

The 500 kW plant is built with a design closer to future scaled up plants, i.e. plants from a few to >100 MW. The differences to the small 50 kW plant are primarily, an almost fully refractory lined construction and that the use of pure N_2 has almost been eliminated.

The larger char reactor (and char retention time) and elimination of the use of diluting N_2 in the 500 kW plant, are expected to give the product gas a heating value, that is 10-20% higher than for the 50 kW plant.



Figure 3: The 500 kW LT-CFB test plant at DTU

3 RESULTS FROM EARLIER 50 kW STRAW EXPERIMENTS

Until 2003 92 hours of experiments with straw has been conducted with the following significant results:

- High ash retention (~95%) in a separate ash container using only a simple secondary cyclone
- High potassium (73-98%) and chlorine retention (23-75%) in ash
- Only ~2 mg/kg PAH in ash
- Low char loss (down to 1,1 mass% of fuel flow) at down to around 730°C in the BFB
- Higher heating value of product gas:
4,5-6 MJ/kg ~ 5,5-7 MJ/Nm³
- No problems due to agglomeration and sintering in spite of using ordinary silica sand as bed material and not using additives.

All of the straw experiments have been carried out using crushed pellets. The aim in scaled up plants though is to use loose straw. This will probably give an even lower char loss due to a lower amount of fine dust in the fuel.

4 RESULTS FROM 50 kW ANIMAL MANURE EXPERIMENTS

4.1 Experiment description

Two types of manure have been tested: Pig manure and manure from hens bred for egg production. The pig manure was dried, pelletised and crushed prior to the experiment. The hen manure was just dried and crushed. The higher heating values in table 1 are based on calculations using [2] and not analysis's.

Table 1: Pig- and hen manure composition

	HHV [MJ/kg]	Moisture	Ash (dry)	Potassium (dry)
Pig	~14	8%	26%	0,9%
Hen	~11	21%	25%	-

The particle circulation was somewhat unstable during the pig manure experiment due to a leaking gasket

in the upper L-valve. The experiment was however conducted according to the plan for ~12 hours of feeding with three different loadings (42.5 – 45.3 – 52 kW) and promising results were achieved in spite of the instabilities. The hen manure experiment where carried out in two halves with 6 and 9 hours of fuel input, i.e. to a total of 15 hours. Some of the measured temperatures are shown in figure 4. The temperature “between cyclones” is measured just before the secondary cyclone, and is thereby “last chance” for gaseous components like e.g. potassium to condensate and be separated from the gas.

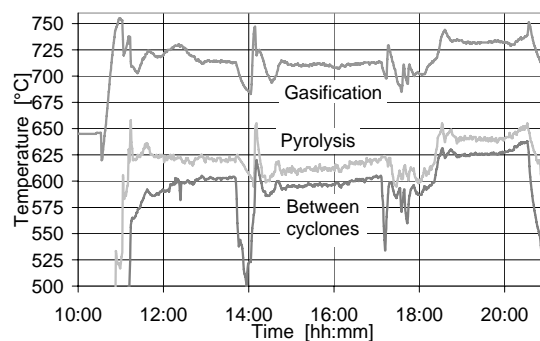


Figure 4: Measured temperatures from second hen manure experiment.

Every three hours the plant is shut down, and the fuel silo is refilled, and samples of the bed material are taken out. Different temperature levels in the char reactor and pyrolysis chamber were chosen during each of the 3 hour periods but each time the temperatures stabilised within narrow limits.

4.2 Mass and energy flows

Figure 5 shows the outgoing energy flows during the last 3 hour period of the experiment with hen manure where the supplied fuel higher heating value input was 50,2 kW. The gas leaves the plant at ~600°C with a heat capacity flow constituting 13% of the input. But the only lost energy streams will be the char loss to the ash container and the surface heat loss, so the overall efficiency was around 92%. This experiment was the first carried out on hen manure, and the aim was not primarily to optimize for a low char loss, so smaller losses are expected in future tests. Earlier results on straw have shown char losses down to ~3% on energy basis.

The chemical energy content in the gas (79%) is calculated by difference, i.e. as the term closing the energy balance.

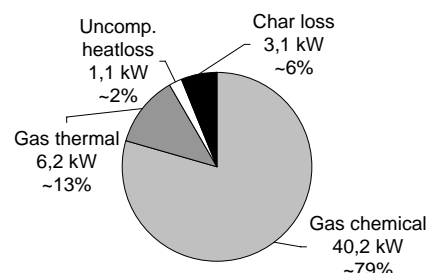


Figure 5: Outgoing energy flows during the hen manure experiment

5 DISCUSSION

5.1 Optimization possibilities

The 50 kW test facility is only a small proto-type plant, where the most suitable sizes for the concept probably is from a few to about 100 MW. Some of the many possible improvements that will naturally follow, or be considered during the scale up process are:

- Elimination of the present nitrogen usage which will enhance the gas quality by 10-20%
- Increase of the char reactor height to further improve the char conversion and gas quality
- Use of loose straw instead of the more expensive pellets are also expected to give a lower char loss due to a lower production of small char particles
- Ash recirculation or post oxidation may further minimise the char loss and make the ash more suited for various purposes
- Addition of a bed particle drain system with the capability of predominantly removing bottom ash and oversize particles will better allow for optimal and undisturbed long term operation
- Optimising the gas clean up by adding a tertiary cyclone or an even more effective filter
- Earlier a PAH content of 2 mg/kg was measured in the cyclone ash. This low value will probably be further minimised due to optimised char conversion and by avoiding condensation of gaseous PAH in the cold ash bin

It is however also a primary goal to keep the process as simple as possible, and the new 500 kW plant will therefore be nearly as simple as the 50 kW plant.

5.2 Other fuels and applications

The plans for further tests also include other fuels such as sewage sludge, municipal and industrial waste and meat-and-bone meal. Moreover many other volatile types of problem fuels such as waste streams from the production of sugar, cotton, rice, olive and plant oils are "good candidates" for the LT-CFB gasifier. In addition also woody fuels may be applied e.g. as a back up fuel and/or considering that especially young woody products from e.g. future energy forestry may also contain elevated amounts of potassium and chlorine.

Possible system applications for the LT-CFB concept in the energy sector are mainly as a generator of a hot but relatively clean fuel gas for:

- Existing and new coal-, oil- or gas fired boilers, e.g. for large scale co-firing
- Existing and new waste incineration boilers, e.g. for expanding the fuel flexibility of the plant to salty or high heating value products and/or for boosting the superheating temperature
- Indirectly fired gas-turbines or Stirling engines

Based on more intensive gas filtration and either pressurisation of the gasifier or the combination of tar cracking, gas cooling and gas compression, the LT-CFB gasifier may also produce gas for directly fired gas turbines (including IGCC), combustion engines and fuel cells. Moreover quite different applications such as production of liquid fuels or more valuable chemicals (based on lower pyrolysis temperature and gas quenching) are also considered.

6 CONCLUSION

The test results from the 50 kW plant with 92 hours with straw and 27 hours with animal manure has indicated a high fuel flexibility of the concept and no problems with agglomeration. This is in spite of using ordinary silica sand as bed material and no additives and in spite of simulating long term operation by reusing the bed material between experiments.

The high retention of ash and potassium of typically >90% also proves the concept to be suitable for e.g. co-firing a variety of problematic bio-fuels into existing and modern power plant boilers, thereby producing environmentally clean electricity with a high efficiency and with minimal problems regarding fouling, corrosion and ash utilisation.

The experiences to be gained with the new 500 kW plant will hopefully lead to a next 5-10 MW plant, and thereafter also too many even bigger bio-energy plants within the farming-, industry-, waste management- and power utility sectors.

7 ACKNOWLEDGEMENTS

The PSO R&D program conducted by the Danish transmission system operator Eltra and the Danish Energy Agency economically supports the ongoing R&D efforts including the experimental activities presented. Earlier activities were financially supported by the Danish Energy Agency.

REFERENCES:

- [1] P. Stoholm et.al., The Low Temperature CFB gasifier – Latest 50 kW test results and new 500 kW test plant. 16th International Conference on Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, ECOS 2003, Copenhagen.
- [2] www.ecn.nl/phyllis
- [3] P. Stoholm et.al., The Low Temperature CFB Gasifier – Further test results and possible applications. World Conference and Exhibition on Biomass for Energy and Industry. Amsterdam, Holland, June 2002.
- [4] EPO Patent application no. 98958839.7-2104
- [5] Homepage of Biomass Gasification Group, Department of Mechanical Engineering, Technical University of Denmark : <http://bgg.mek.dtu.dk>

Bilag 5:

The LT- CFB – First test results from the 500 kW test plant.

Artikel indsendt til og accepteret af "14th European Conference and Exhibition. Biomass for Energy, Industry and Climate Protection", oktober 2005 i Paris.

Præsenteret mundtligt ved konferencen.

THE LT-CFB GASIFIER – FIRST TEST RESULTS FROM THE 500 KW TEST PLANT

Rasmus Glar Nielsen¹ and Peder Stoholm
Danish Fluid Bed Technology ApS (DFBT, c/o CAT/RUC)
Universitetsparken 7, P.O.Box 30
DK-4000 Roskilde, Denmark

Mads Brix Nielsen
FORCE Technology
Hjortekærvej 99
DK-2800 Lyngby, Denmark

Jørn Krogh
Rica-Tec Engineering A/S
Oestmarken 8
2860 Soeborg, Denmark

Nanna Nørholm, Simon Antonsen og Bo Sander
Elsam Engineering A/S
Kraftværksvej 53
DK-7000 Fredericia, Denmark

Ulrik Henriksen and Bjørn Qvale
Department of Mechanical Engineering
Technical University of Denmark (DTU)
DK-2800 Lyngby, Denmark

ABSTRACT: The Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasification process is briefly described together with the first test results from the new 500 kW test plant. The process aims primarily at co-firing low grade biomass and waste products at power plants and offer several advantages to directly co-firing: E.g. the ashes of different fuels can be kept separate, and corrosion and fouling of the furnace can be drastically reduced. Three fuels have been tested so far on this plant: High ash straw (12% ash, dry), dry matter from pig manure (28% ash, dry) and dry matter from biogas residue based on pig manure (44% ash, dry). All the tests have been very stable and a steady state content of ash components, e.g. potassium, in the ash and bed material was reached. The low temperature (max. 750°C) ensures that there are no agglomeration problems, and that almost 100% of K, Si, Ca and P is kept in solid state, and can be separated from the gas using only a simple hot cyclone. Mass- and energy balances show that the conversion efficiency from fuel heating value to energy content in the product gas is more than 90% and even higher efficiencies are anticipated in upscaled plants.

Keywords: biomass conversion, gasification, circulating fluidised bed (CFB).

1 INTRODUCTION

In these years there is an increasing attention around the world on the use of low grade biomass and waste products for production of electricity and heat. This is due to a developing political understanding for the need of reducing CO₂ emissions and being more independent of fossil fuels. Furthermore the low grade fuels are abundant and often available at a low price.

Straw and manure are two bioresources which is available in large quantities in many countries. In Denmark there is an energy potential of ~55 PJ/year for straw [1] (when the use for livestock is subtracted) and ~46 PJ/year for manure [2]. The electricity demand in Denmark is ~128 PJ/year [3]. Straw and manure are therefore potentially capable of contributing to ~32% of the Danish electricity demand (assuming 40 % electrical efficiency).

The use of these bioresources for efficient electricity production is today however limited due to corrosion, fouling and ash usability problems when (co-)firing the fuels in ordinary power plant boilers.

This paper deals with the Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasification process, which is capable of converting even low grade fuels into a combustible gas and separate the trouble causing ash to a separate ash container. The gas can e.g. be burned in a modern power plant boiler producing electricity with up to ~50% electrical efficiency.

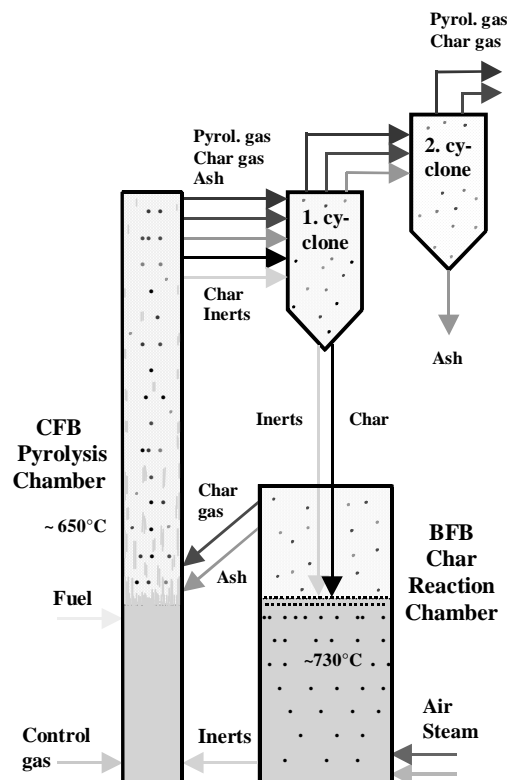


Figure 1: Flow diagram of the LT-CFB concept

¹ Corresponding author: Phone: +45 45254174, Fax: +45 45935761, Email: rgn@mek.dtu.dk

2 THE LT-CFB CONCEPT

The Low Temperature Circulating Fluidised Bed (LT-CFB) gasification process has been described in detail in earlier publications [4], [5] and [6] and will here only be described shortly.

In figure 1 the process flow diagram is shown. The crushed fuel enters the pyrolysis chamber and is rapidly pyrolysed due to the good thermal contact with the $\sim 650^\circ\text{C}$ fluidised sand bed. The residual char, the gasses and some sand is blown to the primary cyclone, which leads the char and sand to the char reactor. Here the char is gasified at typically $\sim 730^\circ\text{C}$ using air and steam. Due to the low temperature agglomeration problems can be avoided and most of the ash components (e.g. potassium and phosphorus) are kept in the solid state in the ash particles. These light ash particles are together with the char gas blown out of the top of the char reactor into the pyrolysis chamber, where it contributes to the high velocity in the upper part. The light ash particles will generally not be retained by the primary cyclone, but are led to the more efficient secondary cyclone, which separates the ash from the product gas to a separate ash container. In this simple way the product gas contains thereby nearly no gaseous nor solid ash components like potassium and phosphorus.

The heat for the endothermic pyrolysis process is supplied by the exothermic reactions in the char reactor by the circulating sand. This way neither the gasification process nor the simple gas cleaning needs any external heating or cooling.

The LT-CFB concept aims at using problematic biomass and waste products (e.g. straw, manure, horticultural residues, etc.) for primarily co-firing with e.g. coal at new or existing power plants. The main advantages of this are:

- 90-95% of the ash from the fuel can be kept out of the boiler and utilized separately
- The gas can be burned in a boiler with high steam temperature and –pressure thereby producing electricity at high efficiency (up to 50%)
- Plant sizes of 5-100 MWth are anticipated using a wide range of various biomass and waste fuels

Based on more intensive gas cleaning the LT-CFB gasification process can also produce gas for more demanding applications, and production of liquid fuels are also considered.



Figure 2: 500 kW LT-CFB plant at DTU

2.1 The 500 kW test plant at DTU

In 1999 a 50 kW LT-CFB test plant was built at DTU and since then, this small plant has been tested with a range of different fuels for more than 120 hours.

In December 2004 a new 500 kW LT-CFB plant was commissioned at DTU. The photo shown in figure 2 is from a recent test on pig manure. Notice the gas flare at the top of the building.

3 TEST RESULTS

3.1 Fuels and test overview

So far 4 tests have been made on the 500 kW plant (see table I).

Fuel/ Month	Ash dry	HHV raw MJ/kg	Operation with fuel feed	Operation with >700°C
Straw Dec.04+ Feb.05	12%	15,8	25+34 h	10+25 h
Pig manure May.05	28%	15,2	53 h	42 h
Biogas residue Sep.05	44%	9,6	76 h	59 h
Total	-	-	188 h	136 h

Table I: Fuel and operation hours for 500 kW tests

The 3 fuels tested was wheat straw with exceptionally high ash content, dewatered and dried pig manure and dewatered and dried biogas residue based on pig manure. All the fuel was dried to 8-18% water content and pelletised and afterwards crushed (pelletising and crushing is not a process requirement but a way to avoid feeding problems in the test plant).

The straw tests were done adding mainly 520 kW and 485 kW straw in the end. During the pig manure test 3 loads were tested: 420, 486 and 552 kW and during the biogas residue test a high load of 614 kW were applied and a few hours at 335 kW with un-pelletised fuel (all values are based on higher heating value).

The plant is initially mainly heated up by inserting a gas burner in the pyrolysis chamber and later by adding fuel and air. After 700°C is reached in the char reactor, the plant is considered in operation.

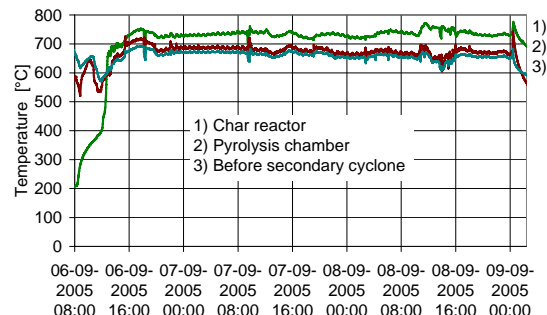


Figure 3: Process temperatures during biogas residue test

The process is basically extremely stable and easy to control. Figure 3 shows three temperatures measured in the gasifier during the entire test with biogas residue as fuel in September 2005.

3.2 Mass and energy balance

The mass- and energy balances shown in figure 4 and 5 are from the test on pig manure in may 2005.

- Notice that the mass flow and the heating value of the product gas are not measured but calculated by difference.
- The values are from the last most stable part of the test where the supplied higher heating value of manure was 552 kW.
- Due to the very high ash content in the fuel and the fact that the secondary cyclone was not fully optimized (efficiency ~80%) there is a considerable amount of dust in the product gas. The dust is considered having the same oxidizable content as the cyclone ash.
- N₂ is added only as purge gas to the fuel silo and pressure measurements.
- Approx. ¾ of the water was added as steam (~100°C) and ¼ as liquid water (~25°C).
- Due to the fact that upscaled plants will have a smaller specific heat loss, some of the heat loss is compensated with electric heating and the uncompensated heat loss is ~3% of supplied higher heating value with the fuel.
- The oxidizable content of the ash at 550°C was measured to ~14%, which related to the fuel input is ~4,5% of supplied higher heating value.
- The gas leaves the plant at ~600°C and “Gas thermal” is the energy yield if the gas is cooled down to 25°C. “Gas chemical” is therefore the higher heating value at 25°C.

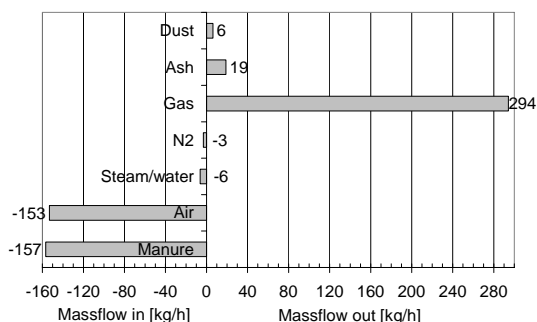


Figure 4: Mass flows from manure test

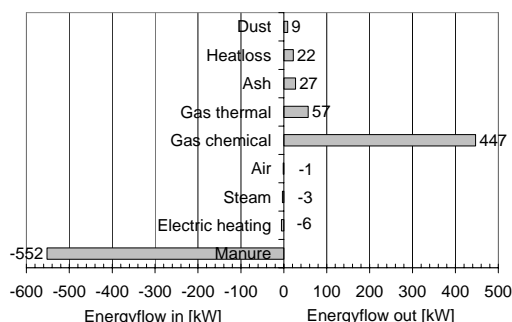


Figure 5: Energy flows from manure test

The overall efficiency of the plant is therefore above 90%. For future upscaled plants values above 95% are anticipated.

Based on the mass- and energybalances a heating value of the gas has been calculated to ~7 MJ/Nm³.

3.3 Retention of ash components

Elemental analyses of the fuel, ash and bed material has shown that near steady state conditions regarding buildup of ash components in the bed material can be reached after ~30 operating hours.

All of the tests were done using ordinary silica sand as bed material, and without adding fresh sand or other additives during operation.

Elemental balances showed that during the test with straw almost 100% of the K, Si, Ca and P from the straw ash was found on solid state in either the ash container or in the dust in the gas. These components are thereby not on gaseous form, and the product gas can therefore be free of these components simply by removing the ash particles.

Around 66% of the Cl and 12% of the S from the straw ash was also retained on solid state.

4 DISCUSSION

4.1 Optimization possibilities

The tests reported here are the first with the 500 kW LT-CFB plant and between each test some of the auxiliary equipment and procedures were upgraded. There is however still things that can be improved during the next tests:

- The char loss will mainly be lowered by optimizing the steam addition and by better control of the bed height in the char reactor. Furthermore, tests with ash recirculation and post-oxidation are considered.
- The ash separation will be improved by adding a high efficiency tertiary cyclone, so that the separation efficiency hopefully will increase from 80-90% to 90-95%.
- The plant is now manually operated and requires 3-4 people to operate it. It will be more automated during the next tests, so that 0-2 people are sufficient.
- An automatic system for taking out and adding bed material (and allowing proper bed particle management) will be implemented and tested.
- The process will also be tested on other fuels such as e.g. industrial waste, household waste, sewage sludge etc.

4.2 Fuel flexibility

The LT-CFB process is very fuel flexible, and so far it has been tested with different kinds of straw, wood, pig and hen manure and biogas residue (marked with dark in figure 6). This during worst case conditions regarding the content of ash, potassium, phosphor, chlorine, etc in the fuel and using only ordinary silica sand as bed material and no additives. The tests have also been so long, that near steady state conditions regarding content of e.g. potassium in the bed material were reached.

It is anticipated, that the LT-CFB process also will be suitable for other low grade biomass and waste materials, as shown in figure 6.

It is also anticipated, that different fuels can be mixed, which will make large LT-CFB plants (50-100 MW) more economically feasible by enabling the use of e.g. animal manure, that are locally available in only smaller quantities.

4.3 Applications for the LT-CFB process

At this stage the primary application for the LT-CFB

process is mainly co-firing in large scale (50-100 MW) at e.g. existing coal fired power plants (see figure 6). Thereby coal can be partly substituted by low cost and CO₂ neutral low grade biomass and/or waste products.

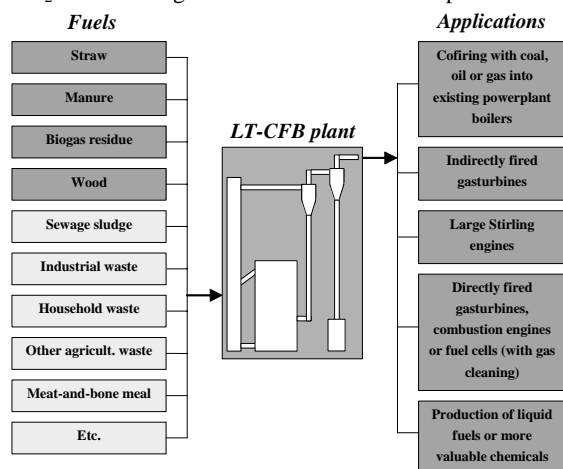


Figure 6: Fuels and applications for the LT-CFB concept

The advantages of applying an LT-CFB process instead of using directly co-firing in a coal fired furnace is mainly:

- The ashes from the biomass/waste and the coal are kept separate, so that the coal ash still can be used for concrete or other purposes and the biomass/waste ash can e.g. be distributed on farm land as valuable fertilizer. This even when using high shares of cofired biomass/waste compared to coal.
- The ash from the biomass/waste will only enter the furnace in very small amounts and thereby cause much less corrosion and fouling problems. It is therefore possible to co-fire a higher share of biomass/waste and/or to use higher steam data in order to produce electricity at higher efficiency.
- A high dust deNO_x catalyst will to a much lower extent be poisoned with e.g. potassium or phosphorus from the biomass/waste ash.

The LT-CFB process is also considered suitable for smaller (~5-10 MW) decentralized e.g. district heating or industrial plants fired with manure or industrial waste.

Other applications based on more intensive gasfiltration/cleaning is also considered for e.g. gas turbines, but also for producing bio-oil and/or syngas for liquid fuels based on low grade biomass or waste products. There is a big potential in this, due to that these kinds of fuels are available in vast amounts scattered around many countries at a low price.

4.4 Future work

More tests will be done with the 500 kW plant, and it will gradually be more automated, and longer tests will be conducted. At this stage the main focus is on manure and biogas residue, but other fuels will also be tested.

A particle population model of the LT-CFB process is being developed, and it will be tested and calibrated with the data from the 500 kW tests.

A 5-10 MW LT-CFB plant based on animal manure is now being sketched and a feasibility study including the economics is being made. Several specific locations for this and other demo plants, representing first generation LT-CFB technology are being considered.

5 CONCLUSION

The first 500 kW LT-CFB tests comprising more than 130 hours of stable operation have shown:

- Very good results on difficult straw, animal manure and biogas residue. Based on these experiences a wide range of other low grade biomass and waste products are also considered applicable.
- The process conditions have been very stable, and the sand circulation and process temperatures can easily be controlled.
- No problems regarding agglomeration have been encountered, even though only ordinary silica sand and no additives have been used as bed material for many hours of operation.
- It has been measured that close to 100% of K, Si, Ca and P from the fuel ash is kept in solid state due to the low temperatures in the process. It has therefore been possible to retain 80-90% of these components in a separate ash stream using only simple cyclone separation at ~650°C without prior raw gas cooling. It is anticipated, that this value can be increased to 90-95% in future plants.
- The char loss has been reduced to ~4-5% of supplied higher heating value with the fuel at nominal load, and several possibilities for further reduction has been identified.

The test results have shown that the LT-CFB gasification process is suitable for e.g. co-firing low grade biomass and waste products at coal fired power plants. The process is expected feasible at sizes from ~5-100 MW depending on the fuel and possible fuel mixtures.

The process has several major advantages to directly co-firing e.g. the ashes of different fuels can be kept separate and corrosion and fouling of the boiler furnace can be drastically reduced.

A 5-10 MW LT-CFB demo plant with manure as fuel is currently being sketched, and several hosts for this and similar LT-CFB demo plants are considered.

Also other applications are considered featuring more intensive gas cleaning and production of bio-oil and/or other types of liquid fuels.

6 ACKNOWLEDGEMENTS

The PSO R&D program conducted by the Danish transmission system operator Energinet.dk and the Danish Energy Agency economically supports the ongoing R&D efforts.

7 REFERENCES

- [1] Danish Statistics 2002 : <http://www.dst.dk/>
- [2] Danish Institute of Agricultural Sciences (2000) : <http://www.agrsci.dk/>
- [3] Danish Energy Authority (2001) : <http://www.ens.dk/>
- [4] EPO Patent application no. 98958839.7-2104
- [5] P. Stoholm, Proceedings of the 2nd World Biomass Conference - Biomass for Energy, Industry and Climate Protection, Vol. I (2004) p. 1023.
- [6] Homepage of Biomass Gasification Group, Department of Mechanical Engineering, Technical University of Denmark : <http://bgg.mek.dtu.dk/>

Bilag 6:

Programudskrift af partikelpopulationsmodel

Denne rapport indeholder programudskrifter af den partikelpopulationsmodel, der blev opbygget under ph.d. projektet. Modellen og resultaterne fra den er beskrevet i afsnit 5 i ph.d. afhandlingen.

Modelleringen er foretaget i MatLab version 6.2.

Indholdsfortegnelse

1	main1.m.....	120
2	pk.m.....	125
3	cyklon.m.....	128
4	kr.m	130
5	krpop.m	136
6	krp1opdel.m.....	139
7	krkoks.m.....	141
8	krkindiff.m.....	144
9	mid.m.....	147

1 main1.m

```
clear;
%Hovedprogram for kørsel af LT-CFB partikelpopulationsmodel
%Samtlige underprogrammer er : kr.m - krpop.m - krkoks.m - krkindiff.m -
%krplopdel.m - pk.m - cyklon.m - mid.m

%Noget går galt når programmet skal køres første gang.
%Det skal dog blot startes to gange så kører det...

%Samtlige iterationsparametre er :
% F0t_koks - main1.m : Massestrøm af koks der blæser ovenud af KR
% F0b_koks - main1.m : Massestrøm af koks der følger sandet nedenud af KR til PK
% F0t_sand - main1.m : Massestrøm af sand der blæser ovenud af KR
% W_sand - kr.m : Masse af sand i KR bed
% W_koks - kr.m : Masse af koks i KR bed
% dRdtmean - kr.m : dRdt for hver partikelradius (vektor med ca. 11 værdier)
% mluft - kr.m : Lufttilførsel til KR bed
% Y_reak_s (O2) - krkindiff.m : O2 konc ved kokspartikeloverflade
% Y_reak_s (H2O) - krkindiff.m : H2O konc ved kokspartikeloverflade
% Y_reak_s (CO2) - krkindiff.m : CO2 konc ved kokspartikeloverflade
% n_tot - pk.m : Total antal mol gas ud af PK
% m_tot - pk.m : Total massestrøm af gas ud af PK

global Rmin_koks Rmax_koks W_koks rho_koks W_sand Rmin_sand Rmax_sand rho_sand...
Rmean2 F0_koks p0_koks F0_sand p0_sand F0b_sand p2_koks2 dRdtmean2 rho_koks
mluft...
F1_koks F1_sand Rmain F_koksoms x Ffin_sand Flostpc_koks F0pk_koks

%STARTGÆT FOR ITERATION
max_it = 3; %Antal gange main loop skal køre

W_koks = 5; %kg Startgæt på masse i bed
W_sand = 96; %kg Startgæt på masse af sand i bed

mluft = 190/3600; %kg/s Startgæt på luft til KR

k_cyk = 4.73; %1/m Cyklonkonstant

F0t_koks = 1e-15; %kg/s Startgæt på koksstøv der følger gassen
ovenud af KR og tilføres PK
F0t_sand = 1e-15; %kg/s Startgæt på sandstøv der følger gassen
ovenud af KR og tilføres PK
F_koksoms = 0.0053; %kg/s Startgæt på omsat koksmassestrøm i koksbed
Flostpc_sand = 10; %kg/s Startgæt på tabt sand fra PC

Rmean2 = [4.5e-6 5e-5 3e-4 7e-4 1.5e-3 2.2e-3 2.7e-3 3.8e-3 7.3e-3]; %m
Startgæt på opdeling i størrelsesfraktioner
dRdtmean2 = -[1e-10 1.4e-7 7.5e-7 1.3e-6 1.3e-6 1e-6 8.9e-7 6.6e-7 3.6e-7]; %m/s
Startgæt på omsætningshastighed af kokspartikler

m2kr_gas = 0.0591; %kg/s Massestrøm af gas til PK fra KR
rho2kr_gas = 0.3652; %kg/m3 Densitet af KR gas til PK

%INITIALISERING
maxit_main = 0;
tol_F0t_koks = 10;
tol_F0b_koks = 10;
tol_F0t_sand = 10;
tol_max = 0;
Rmain=0;
```



```
%INPUT DATA
F0_fuel = 167*(1-0.33)/3600;      %kg/s      Massestrømmen af brændsel (askefri basis)
der tilføres pyrolysekammeret
F0b_sand = 3500/3600;             %kg/s      Sandcirkulationsrate fra KR til PK
F0pk_sand = 167*0.33/3600;        %kg/s      Askemængde der løbende tilføres med
brændslet

rho_koks=300;                     %kg/m3      Densitet af kokspartikler
rho_sand=2600;                    %kg/m3      Densitet af sandpartikler

Rmin_sand = 1e-6;                 %m         Mindste betragtede sandpartikel
Rmax_sand = 5e-4;                 %m         Største betragtede sandpartikel
Rmin_koks = 1e-6;                 %m         Mindste betragtede kokspartikel
Rmax_koks = 1e-2;                 %m         Største betragtede kokspartikel

%Generering af en radius vektor til dannelse af fordelingsfunktioner
jmax=20;                          %Antal diametre/4 der regnes på
for j=1:jmax
    Rmain(j)=10^(j/jmax)*10^-6;
    Rmain(j+jmax)=10^(j/jmax)*10^-5;
    Rmain(j+2*jmax)=10^(j/jmax)*10^-4;
    Rmain(j+3*jmax)=10^(j/jmax)*10^-3;
end
Rmain(1) = Rmin_koks;

sigma_sand = 0.4;                 %pseudo-spredning for sand
my_sand_b = -8.5;                 %pseudo-middelværdi for sand ud af KR bund
my_sand_t = -9;                  %pseudo-middelværdi for sand ud af KR top

%Input logaritmiske fordelingsfunktioner for sand
for i=1:length(Rmain)
    p0b_sand(i) = (0.4/(Rmain(i)*sigma_sand))*exp(-((log(Rmain(i))-
my_sand_b)^2)/(2*(sigma_sand^2)));
    p0t_sand(i) = (0.4/(Rmain(i)*sigma_sand))*exp(-((log(Rmain(i))-
my_sand_t)^2)/(2*(sigma_sand^2)));
end

%Input fordelingsfunktion for brændsel i PK
p0_fuel = 1.75*[0.08 0.15 0.23 0.28 0.33 0.39 0.46 0.53 0.62 0.71 0.82 0.94 1.1 1.2
1.4 ...
    1.6 1.8 2.0 2.3 2.6 2.9 3.3 3.7 4.2 4.7 5.3 6.0 6.7 7.6 8.5 10 11 12 14 15 ...
    17 19 22 24 27 31 36 43 51 59 69 79 91 104 119 136 156 189 226 268 ...
    315 367 413 429 421 383 353 306 230 153 122 92 61 31 15 7 3 2 1 0.5 0 0 0 0 0];

p0b_koks = p0_fuel;               %Koks ud af KR bund samme størrelse som brændsel
p0t_koks = p0_fuel;               %Koks ud af KR top samme størrelse som brændsel
p0pk_sand = p0b_sand;             %Aske med brændsel samme størrelse som sand ud af
KR bund

% AREALBEREGNINGS RUTINE TIL TJEK OM AREALET UNDER FORDELINGSFUNKTIONERNE ER LIG 1
!
% p1 = p0_fuel;
% R1 = Rmain;
% areatot_in = 0;                %Initialisering
% for i=2:length(R1)
%     Rint(i-1) = R1(i)-R1(i-1);
%     pint_in(i-1) = (p1(i)+p1(i-1))/2;
%     areatot_in = areatot_in + Rint(i-1)*pint_in(i-1);
% end
% testkoks=areatot_in
```

```
%START AF main.m LØKKE
while maxit_main < max_it & (tol_F0t_koks > tol_max | tol_F0b_koks > tol_max |
tol_F0t_sand > tol_max)
    F0b_koks = W_koks*F0b_sand/W_sand;          %kg/s      Massestrøm af koks ud af KR
bund ækvivaleres sand massestrøm
    if F0b_koks > 0.03 | F0b_koks < 0.001      %Under initialisering af model kræves
værdien indenfor nogle grænser
        F0b_koks = 0.005;
    end
    tempF2 = F0t_koks;                          %Lagring af resultat fra forrige
gennemløb
    tempF1 = F0b_koks;                          %Lagring af resultat fra forrige
gennemløb
    tempF2s = F0t_sand;                        %Lagring af resultat fra forrige
gennemløb

    %Kald af pyrolysekammer funktion - pk.m
    [F2pk_sand p2pk_sand F2pk_koks p2pk_koks m2pk_gas rho2pk_gas]=pk(F0b_sand,
p0b_sand, F0t_sand, p0t_sand, F0pk_sand, p0pk_sand, F0t_koks, p0t_koks, F0b_koks,
p0b_koks, F0_fuel, p0_fuel, m2kr_gas, rho2kr_gas);
    V2pk_gas = m2pk_gas/rho2pk_gas;             %m3/s      Volumenstrøm af gas ud af PK

    %Kald af primær cyklon funktion - cyklon.m

    [pretpc_koks,plostpc_koks,eff_pc_koks]=cyklon(Rmain,p2pk_koks,rho_koks,V2pk_gas,rho
2pk_gas,k_cyk);      %in/output til PC mht koks
    Fretpc_koks = F2pk_koks*eff_pc_koks;
%Massestrøm af koks der sendes til KR
    Flostpc_koks = F2pk_koks - Fretpc_koks;
%Massestrøm af koks der sendes til SC

    [pretpc_sand,plostpc_sand,eff_pc_sand]=cyklon(Rmain,p2pk_sand,rho_sand,V2pk_gas,rho
2pk_gas,k_cyk);      %in/output til PC mht sand
    Fretpc_sand = F2pk_sand*eff_pc_sand;
%Massestrøm af sand der sendes til KR
    Flostpc_sand = F2pk_sand - Fretpc_sand;
%Massestrøm af sand der sendes til SC

    eff_pc_tot = (Fretpc_koks + Fretpc_sand)/(F2pk_koks + F2pk_sand);
%Total virkningsgrad af PC
    V2pc_gas = V2pk_gas;
%Volumenstrøm af gas ud af PC [m3/s]
    rho2pc_gas = rho2pk_gas;
%Densitet af gas ud af PC [kg/m3]

    %Kald af sekundær cyklon funktion - cyklon.m

    [pretsc_koks,plostsc_koks,eff_sc_koks]=cyklon(Rmain,plostpc_koks,rho_koks,V2pc_gas,
rho2pc_gas,k_cyk);   %in/output til SC mht koks
    Fretsc_koks = Flostpc_koks*eff_sc_koks;
%Massestrøm af koks der sendes til askebeholder
    Flostsc_koks = Flostpc_koks - Fretsc_koks;
%Massestrøm af koks der sendes til gasafgang

    [pretsc_sand,plostsc_sand,eff_sc_sand]=cyklon(Rmain,plostpc_sand,rho_sand,V2pc_gas,
rho2pc_gas,k_cyk);   %in/output til SC mht sand
    Fretsc_sand = Flostpc_sand*eff_sc_sand;
%Massestrøm af sand der sendes til askebeholder
    Flostsc_sand = Flostpc_sand - Fretsc_sand;
```

```
%Massestrøm af sand der sendes til gasafgang

    eff_sc_tot = (Fretsc_koks + Fretsc_sand)/(Flostopc_koks + Flostopc_sand);
%Total virkningsgrad af SC

    %Kald af koksreaktor funktion
    F0_koks = Fretpc_koks;      %Det PC tilbageholder giver input til KR
    p0_koks = pretpc_koks;      %Det PC tilbageholder giver input til KR

    F0_sand = Fretpc_sand;      %Det PC tilbageholder giver input til KR
    p0_sand = pretpc_sand;      %Det PC tilbageholder giver input til KR

[R,F1_koks,p1_koks2,F2_koks,p2_koks2,F1_sand,p1_sand2,F2_sand,p2_sand2,m2kr_gas,rho
_gas_2kr]=kr(Rmain,maxit_main);

    %Overførsel af fordelingsfunktioner og massestrømme
    p0b_koks = p1_koks2;
    p0t_koks = p2_koks2;
    p0b_sand = p1_sand2;
    p0t_sand = p2_sand2;

    tol_F0t_koks = abs((F0t_koks-F2_koks)/F2_koks);
    F0t_koks = F2_koks;

    tol_F0b_koks = abs((F0b_koks-F1_koks)/F1_koks);
    F0b_koks = F1_koks;

    tol_F0t_sand = abs((F0t_sand-F2_sand)/F2_sand);
    F0t_sand = F2_sand;

    maxit_main = maxit_main + 1

%    for i=1:length(Rmain)
%        plkoksvec(maxit_main,i)=p1_koks2(i);
%    end
    disp('*****          main1.m          -          kr.m          loop
*****')
end

%BEREGNING AF PRODUKTGASSAMMENSÆTNING
x_PK = [0.1217 0.0946 0 0.0471 0.5756 0.0509 0.0991 0 0.0109]; %Gassammensætning ud
af PK våd vol basis fra pktest.m (xn)
xkrgas = m2kr_gas/m2pk_gas;                                     %- Koksgassens andel af
produktgassen

%Gaskoncentrationer i produktgas - våd basis
x_CO = x_PK(1)*(1-xkrgas)+x(length(x),1)*xkrgas;
x_CO2 = x_PK(2)*(1-xkrgas)+x(length(x),2)*xkrgas;
x_H2 = x_PK(4)*(1-xkrgas)+x(length(x),4)*xkrgas;
x_H2O = x_PK(5)*(1-xkrgas)+x(length(x),5)*xkrgas;
x_CH4 = x_PK(6)*(1-xkrgas)+x(length(x),6)*xkrgas;
x_N2 = x_PK(7)*(1-xkrgas)+x(length(x),7)*xkrgas;
x_tar = x_PK(9)*(1-xkrgas);

%Gaskoncentrationer i produktgas - tør basis
x_CO_dry = x_CO/(1-x_H2O);
x_CO2_dry = x_CO2/(1-x_H2O);
x_H2_dry = x_H2/(1-x_H2O);
x_H2O_dry = 0;
x_CH4_dry = x_CH4/(1-x_H2O);
x_N2_dry = x_N2/(1-x_H2O);
```

```
x_tar_dry = x_tar/(1-x_H2O);

%UDSKRIVNING AF RELEVANTE STØRRELSER
disp('CO CO2 H2 H2O CH4 N2 Tar')
xtot = [x_CO x_CO2 x_H2 x_H2O x_CH4 x_N2 x_tar];
xtotdry = [x_CO_dry x_CO2_dry x_H2_dry x_H2O_dry x_CH4_dry x_N2_dry x_tar_dry];
x_produktgas = [xtot' xtotdry']

disp(' Beregnet Givet værdi Tol')
F2koks=[F2_koks*1e3,tempF2*1e3,tol_F0t_koks]
F1koks=[F1_koks*1e3,tempF1*1e3,tol_F0b_koks]
F2sand=[F2_sand*1e3,tempF2s*1e3,tol_F0t_sand]

Rmid_lostpc_koks = mid(Rmain,plostpc_koks) %Kalder mid.m som beregner middel af
fordelingsfunktion

%HUSK AT UDSKRIV DISSE STØRRELSER OG JUSTER STARTGÆT MANUELT EN GANG
%IMELLEM DA DETTE IKKE SKER AUTOMATISK !!!
m2kr_gas
rho_gas_2kr

eff_pc_tot
eff_sc_tot
F0_sand
F2_sand
Ffin_sand
F1_sand
Flostopc_sand
F0_koks
F1_koks
F2_koks
F_koksoms
mluft2=mluft*3600
W_sand
W_koks
F0pk_koks-F_koksoms-Flostopc_koks

%FIGURER
% figure(10)
% clf
%
% semilogx(Rmain,p2pk_koks,'-diamondm',Rmain,plostpc_koks,'-
+r',Rmain,pretsc_koks,'-ob',Rmain,plostsc_koks,'-^k')
% legend('Fra PK til PC','Fra PC til SC','Fra SC til askespand','Fra SC til gas')
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('Fordelingsfunktioner for koks')
% grid

% figure(11)
% clf
% semilogx(Rmain,p2pk_koks,'-+r',Rmain,pretpc_koks,'-ob')%,Rmain,plostpc_koks,'-^k'
% legend('Fra PK til PC','Fra PC til KR')%, 'Fra PC til SC'
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('Partikelstørrelsesfordelingsfunktioner for kokspartikler')
% grid

% figure(12)
% clf
% semilogx(Rmain,plkoksvec,'-+r')
% legend('plkoksvec')
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('Partikelstørrelsesfordelingsfunktioner for kokspartikler')
% grid
```

2 pk.m

```
function [F2pk_sand, p2pk_sand, F2pk_koks, p2pk_koks, m2pk_gas, rho2pk_gas] = ...
%OUTPUT
    pk(F0b_sand, p0b_sand, F0t_sand, p0t_sand, F0pk_sand, p0pk_sand, F0t_koks,
p0t_koks, F0b_koks, p0b_koks, F0_fuel, p0_fuel, m2kr_gas, rho2kr_gas); %INPUT

global F0pk_koks

%PYROLYSEKAMMER FUNKTION
%Beregner samlet massestrøm og partikelstørrelsesfordeling efter
%sammenblanding af brændsel og materiale fra KR
%Ingen underprogrammer til denne funktion

%MASSESTRØM OG FORDELINGSFUNKTION FOR KOKSREST EFTER PYROLYSEN
x_fugt = 0.11;           %- Fugt indhold i brændslet (rå basis)
x_koks = 0.2;           %- Koksrest efter pyrolyse (tør basis)

F0pk_koks = F0_fuel*(1-x_fugt)*x_koks;   %kg/s   Koksrestmassestrømmen er givet ved
empiriske input
p0pk_koks = p0_fuel;       %1/m   Koksen antages samme størrelse som brændslet givet
i main.m

%MASSESTRØMME OG FORDELINGSFUNKTIONER UD AF PK
F2pk_sand = F0b_sand + F0t_sand + F0pk_sand;   %Sand ud er lig summen af det der
kommer fra bunden og toppen og løbende input til PK
p2pk_sand = (p0b_sand*F0b_sand + p0t_sand*F0t_sand +
p0pk_sand*F0pk_sand)/(F0b_sand+F0t_sand+F0pk_sand);   %Fordelingsfunktionen ud er
et vægtet gns af input

F2pk_koks = F0b_koks + F0t_koks + F0pk_koks;   %Koks fra KR passerer upåvirket
igennem PK og koks fra pyrolysen lægges til
p2pk_koks = (p0b_koks*F0b_koks + p0t_koks*F0t_koks +
p0pk_koks*F0pk_koks)/(F0b_koks+F0t_koks+F0pk_koks);   %Fordelingsfunktionen ud er
et vægtet gns af input

m2pk_gas = m2kr_gas + F0_fuel - F0pk_koks;   %Massestrømmen af gas er lig det
fra KR + den del af brændslet der IKKE danner koks
rho2pk_gas = rho2kr_gas;   %Densiteten af gassen bør udregnes
ud fra samlet gassammensætning senere

% AREALBEREGNINGS RUTINE TIL TJEK OM AREALET UNDER FORDELINGSFUNKTIONERNE ER LIG 1
!
% p1 = p2pk_koks;
% areatot_in = 0;   %Initialisering
% for i=2:length(R1)
%     Rint(i-1) = R1(i)-R1(i-1);
%     pint_in(i-1) = (p1(i)+p1(i-1))/2;
%     areatot_in = areatot_in + Rint(i-1)*pint_in(i-1);   %Total areal under
fordelingskurven for inputfunktion, bør være lig 1 men små afvigelser grundet
diskretisering
% end
% test=areatot_in

% BEREGNING AF PYROLYSEGASSAMMENSÆTNING **udkommenteret indtil videre**
%     Fra pktest.m
% Pyrolysegassammensætningen udregnes selvstændigt uden interaktion fra
% resten af modellen. Den er derfor kørt selvstændigt via pktest.m, men kan
% bringes til at køre her sammen med resten af modellen.
```

```

% ntot = 0.3;      %Startgæt
% ntot_sat = 0.3; %Startgæt
% mtot = 8.0;      %Startgæt
%
% xnC_fuel = 0.259;
% xNH_fuel = 0.42;
% xN_fuel = 0.009;
% xO_fuel = 0.222;
% xH2O_fuel = 0.09;
%
% MW_fuel = xnC_fuel*12 + xNH_fuel*1 + xN_fuel*14 + xO_fuel*16 + xH2O_fuel*18
%Vægtet molvægt for askefrit brændsel
% MW_luft = 0.21*2*16 + 0.79*2*14;
%
% %Luft mættet med H2O ved 20 gr/ 1 atm indeholder 0,024 kmol H2O/kmol luft (ifølge
EES)
% %Dette er relevant i forhold til sammenligning med analysedata målt af
% %analysebænk
% xNH2O_sat = 0.024;
%
% xNO2_luft = 0.0085; %0.00053 = 1 kg/h;          %Tilført ekstra O2 med luft som
kan reagere til CO og CO2
% xN2_luft = xNO2_luft*0.79/0.21;          %Tilført N med luft som ikke reagerer
men fylder
% %I uge 19 forsøget blev tilført ca 1 kg/h luft i sidste del og op til 10 kg/h
tidligere til PK
% %Brændsel ialt 156,8 kg/h i sidste del = 121 kg/h askefri basis
% %Luft PK dermed 8,3e-3 kg luft/kg brændsel (og op til 8,3e-2)
% %Ved MW_fuel=8.826 kg/kmol og MW_luft = 28,84 kg/kmol
% %Fuel = 13,7 kmol/h, luft = 3,47e-2 kmol/h. Luft/Fuel = 2,53e-3 kmol luft/kmol
fuel
% %O2 tilført = 0,21*2,53e-3 = 5,3e-4 kmol/kmol fuel
% %N2 tilført = 0,79*2,53e-3 = 2e-3 kmol/kmol fuel
%
% xn(6) = 0.12; %volumenprocent CH4 gives som input - basis 0.085
% xm(8) = 0.2; %koksrest gives som input - basis 0.17
% xm(9) = 0.04; %tjæremasse procent gives som input - basis 0.02
%
% k_tar = 0.3; %Andel af tjæren der er C10H8, resten er C6H6O
% k_H2O = 0.29; %Andel af brint i brændsel der bliver til H2O foruden
fugtindhold - basis 0
% k_Hkoks = 0.3; %Koksformel er CH0,2
%
% MW(1)=28; %CO
% MW(2)=44; %CO2
% MW(3)=32; %O2
% MW(4)=2; %H2
% MW(5)=18; %H2O
% MW(6)=16; %CH4
% MW(7)=28; %N2
% MW(8)=12; %Koks - antaget som C (CH0,2)
% MW(9)=k_tar*128 + (1-k_tar)*94; %Tjære - C6H6O = 94, C10H8 = 128
%
% tol_n = 1;
% tol_m = 1;
% while tol_n > 1e-5 | tol_m > 1e-5
%     n_gasvec(3) = 0; %O2
%
%     n_gasvec(5) = xNH2O_fuel+xNH_fuel*k_H2O; %H2O
%     n_gasvec(6) = xn(6)*ntot; %CH4
%     n_gasvec(7) = 0.5*xN_fuel+xN2_luft; %N2
%     n_gasvec(8) = xm(8)*mtot/MW(8); %Koks

```

```
%      n_gasvec(9) = xm(9)*mtot/MW(9);          %Tjære
%
%      n_gasvec(4) = 0.5*(xnH_fuel-4*n_gasvec(6)-(k_tar*8+(1-k_tar)*6)*n_gasvec(9)-
2*xnH_fuel*k_H2O-n_gasvec(8)*(k_Hkoks/(k_Hkoks+1))); %H2
% %      CO CO2
%      C_koef = [1 1];
%      O_koef = [1 2];
%      lign_matrix = [C_koef; O_koef];
%
%      C_lign = xnC_fuel-n_gasvec(6)-(k_tar*8+(1-k_tar)*6)*n_gasvec(9)-
n_gasvec(8)*(1/(k_Hkoks+1));
%      O_lign = xnO_fuel-(1-k_tar)*n_gasvec(9)-xnH_fuel*k_H2O+2*xnO2_luft;
%      fuel_vec = [C_lign; O_lign];
%
%      temp = lign_matrix\fuel_vec;
%
%      n_gasvec(1) = temp(1);          %CO
%      n_gasvec(2) = temp(2);          %CO2
%
%      ntot2 = sum(n_gasvec)-n_gasvec(8); %Våd basis uden koks
%      mtot2 = sum(n_gasvec.*MW);        %Våd basis med koks
%
%      n_gasvec3 = n_gasvec;          %Overførsel
%      n_gasvec3(5) = 0;              %Tør basis
%      n_gasvec3(8) = 0;              %koks tæller ikke med i en volumenbetragtning
%      ntot3 = sum(n_gasvec3);        %Tør basis uden koks
%
%      xn_sat(5) = xnH2O_sat;
%      n_gasvec_sat = n_gasvec;
%      n_gasvec_sat(8) = 0;
%      n_gasvec_sat(5) = xn_sat(5)*ntot_sat;
%      ntot_sat_c = sum(n_gasvec_sat);
%      tol_n_sat = abs(ntot_sat-ntot_sat_c);
%      ntot_sat = ntot_sat_c;
%
%      tol_n = abs(ntot-ntot3);
%      ntot = ntot3;
%
%      tol_m = abs(mtot-mtot2);
%      mtot = mtot2;
% end
%
% for i=1:9
%      xn(i)=n_gasvec(i)/ntot2;        %Våd basis volumen
%      xm(i)=n_gasvec(i)*MW(i)/mtot;   %Våd basis masse
%      xn3(i)=n_gasvec3(i)/ntot3;      %Tør basis volumen
%      xnsat(i)=n_gasvec_sat(i)/ntot_sat; %Tør basis men mættet af H2O
% end
% xn(8)=0;
% xntot = sum(xn3);
% xntot = sum(xn);
% xmtot = sum(xm);
% xntot = sum(xnsat);
%
% disp('xnsat ; xn3 ; xn ; xm')
% aa=[xnsat' xn3' xn' xm']
```

3 cyklon.m

```
function [p_retained,p_lost,eff]=cyklon(R1,p1,rho_p,vol_gas,rho_gas,k_cyk);

%CYKLONFUNKTION
%Denne funktion har som input en fordelingsfunktion og den tilhørende
%radius-vektor samt densitet af de betragtede partikler og volumenstrøm
%og densitet af gas der tilføres cyklonen og en cyklonkonstant.
%Den beregner en tilbageholdelseseffektivitet og en ny fordelingsfunktion
%på basis af dette for partikler der bliver henholdsvis
%tilbageholdt (retained) og tabt (lost)

Dp = 2*R1;           %m      I denne funktion bruges diameter og ikke radius
d_cyk = 0.325;       %m      Diameter af cyklonsvøb
my_gas = 4e-5;       %kg/ms  Viskositet af gasblanding i koksbed (fra EES for N2 ved
750 grC)

u_cyk = 8*vol_gas/d_cyk^2;           %m/s      Gashastighed i
cyklonsvøb
D50 = k_cyk*sqrt(my_gas*d_cyk/(u_cyk*(rho_p-rho_gas))); %m      Skillediameter for
cyklon (diameter hvor virkningsgraden er 50%)

for i=1:length(R1)
    eta(i) = 1 - 1.23/((2.43^(2*R1(i)/D50))); %Fittet udtryk til Hansen & Søltoft
    kurve fra model rapport
    if eta(i)<= 0
        eta(i) = 0; %eta er 0 for meget små partikler
    end
end

p_eta = p1.*eta; %Virkningsgraden ganges på inputfordelingen, element for
element

p_lost0 = p1-p_eta; %Ukorrigeret fordelingsfunktion for tabte partikler

%Total areal under fordelingskurven for inputfunktion, bør være lig 1 men
%små afvigelser grundet diskretisering :
%Total areal under p_eta kurven, areatot < areatot_in og normalt mindre end
%1 men grundet diskretisering nogle gange marginalt over 1.
areatot_in = 0; %Initialisering
areatot_eta = 0; %Initialisering
areatot_lost0 = 0; %Initialisering
for i=2:length(R1)
    Rint(i-1) = R1(i)-R1(i-1);
    pint_in(i-1) = (p1(i)+p1(i-1))/2;
    pint_eta(i-1) = (p_eta(i)+p_eta(i-1))/2;
    pint_lost(i-1) = (p_lost0(i)+p_lost0(i-1))/2;
    areatot_in = areatot_in + Rint(i-1)*pint_in(i-1); %Total areal under
fordelingskurven for inputfunktion, bør være lig 1 men små afvigelser grundet
diskretisering
    areatot_eta = areatot_eta + Rint(i-1)*pint_eta(i-1);
    areatot_lost0 = areatot_lost0 + Rint(i-1)*pint_lost(i-1);
    mint_eta(i-1) = Rint(i-1)*pint_in(i-1)*eta(i-1);
end

eff = sum(mint_eta)/areatot_in; %Total effektiviteten for cyklonen over
alle partikelstørrelser

x_korr1 = areatot_in; %Areal korrektionsfaktor da arealet
under inputkurven ikke altid er == 1
p_retained = p_eta/areatot_eta*x_korr1; %Korrigeret fordelingsfunktion for
tilbageholdte partikler med et areal meget tæt på 1
```



```
x_korr2 = areatot_in/areatot_lost0;           %Areal korrektionsfaktor da arealet
under p_lost0 er langt under 1
p_lost = p_lost0*x_korr2;                     %Korrigeret fordelingsfunktion for tabte
partikler med areal = input funktion (tæt på 1)

areatot_lost = 0;                             %Initialisering
areatot_ret = 0;                              %Initialisering
for i=2:length(R1)
    pint_lost(i-1) = (p_lost(i)+p_lost(i-1))/2;
    pint_ret(i-1) = (p_retained(i)+p_retained(i-1))/2;
    areatot_lost = areatot_lost + Rint(i-1)*pint_lost(i-1); %Test om arealet
under p_lost er nær 1
    areatot_ret = areatot_ret + Rint(i-1)*pint_ret(i-1);    %Test om arealet
under p_retained er nær 1
end

% areamax = 1.03; %Øvre tolerancegrænse for arealer under in- og output funktioner
% areamin = 0.97; %Nedre tolerancegrænse for arealer under in- og output funktioner
% if areatot_in > areamax | areatot_in < areamin
%     areatot_in
%     disp('Areal under inputfunktion til cyklon er ikke nær 1 !')
%     return
% end

% if areatot_ret > areamax | areatot_ret < areamin
%     areatot_ret
%     disp('Areal under outputfunktion (retained) fra cyklon er ikke nær 1 !')
%     return
% end
%
% if areatot_lost > areamax | areatot_lost < areamin
%     areatot_lost
%     disp('Areal under outputfunktion (lost) fra cyklon er ikke nær 1 !')
%     return
% end
```

4 kr.m

```
function
[R,F1_koks,p1_koks2,F2_koks,p2_koks2,F1_sand,p1_sand2,F2_sand,p2_sand2,m_gas_2kr,rh
o_gas_mean]=kr(Rmain,maxit_main);

%Samtlige underprogrammer til denne funktion er :
%kr.m , krpop.m , krkoks.m , krkindiff.m , krplopdel.m

global c Rmin_koks Rmax_koks W_koks F2_koks k_slid_koks g my_gas A_KR zvec_koks
Rvec n_itsubvers...
    W_sand F2_sand k_slid_sand zvec_sand n_dia p0_koksvec...
pfin_koksvec pfin_sandvec p0_sandvec n_dia Rmean2 dRdtmean2 p1_koks F0pk_koks
mluft...
F1_koks F1_sand Rmain F_koksoms h x mkoksomsat Flostpc_koks n_dia n_itkoksoms T_KR
rho_koks MW P_KR Rgas...
A_KR eta_KRbed H_KRbed p0_koks p0_sand

%INPUT
k_slid_koks = -4e-9;      %m2/kg*s      Nedslidningskonstant for koks, empirisk bestemt
k_slid_sand = -2.6e-8;    %m2/kg*s      Nedslidningskonstant for sand, empirisk bestemt

P_KR=101.3;              %kPa          Tryk i koksbedden
T_KR=750+273;            %Kelvin       Temperatur i koksbed
D_KR = 0.75;             %m           Diameter af koksbed

mdamp=0/3600;            %kg/s        Tilført dampmængde

eta_KRbed=0.5;           %-           Hulrumsandel i koksbed
my_gas = 4e-5;           %kg/ms       Viskositet af gasblanding i koksbed (fra EES for N2
ved 750 grC)

H_KRbed = 0.95;          %m           Højde af koksbed

%BEREGNING AF LUFTTILSÆTNING TIL KR SÅ ALT KOKS OMSÆTTES
mluft = mluft*(1+(F0pk_koks-Flostpc_koks-F_koksoms)/F0pk_koks); %kg/s

%KONSTANTER
Rgas = 8.3145;           %kJ/kmol*K    Den universelle gaskonstant
g = 9.81;                %[m/s2]      Tyngdeaccelerationen

%Molvægte af gasser og koks [kg/kmol]
MW(1)=28;                %CO
MW(2)=44;                %CO2
MW(3)=32;                %O2
MW(4)=2;                 %H2
MW(5)=18;                %H2O
MW(6)=16;                %CH4
MW(7)=28;                %N2
MW(8)=12;                %Koks - antaget som rent kulstof C

%STARTGÆT FOR INTEGRATION
%Startværdier for gasmassestrømme i bunden af KR
m(1)=0;                  %kg/s        CO
m(2)=0;                  %kg/s        CO2
m(3)=0.23*mluft;         %kg/s        O2
m(4)=0;                  %kg/s        H2
m(5)=mdamp;              %kg/s        H2O
m(6)=0;                  %kg/s        CH4
m(7)=0.77*mluft;         %kg/s        N2
```

```

%INDLEDENDE BEREKNINGER
A_KR=pi/4*D_KR^2;                                %m2      Areal af koksbed

rho_gas=0;                                        %Initialisering
for i=1:7
    x_gas(i)=m(i)/sum(m);                        %-      Masseandel af gasser
    rho(i)=(P_KR*MW(i))/(Rgas*T_KR);             %kg/m3   Densitet af gaskomponenter
    rho_gas=rho_gas + x_gas(i)*rho(i);           %kg/m3   Densitet af samlet gasblanding
end
rho_gas_mean=rho_gas;                            %Initialisering

MW_gas = 0;                                      %Initialisering
for i=1:7
    MW_gas = MW_gas + x_gas(i)*MW(i);            %kg/kmol  Molvægt af gasblanding
end

v_fribord=sum(m)/(rho_gas*A_KR*eta_KRbed);       %m/s      Fribordshastighed i koksbed
vmeanKR = v_fribord;                             %m/s      Initialisering

Wtjek=0;                                          %Initialisering
tol2=2;                                          %Initialisering
maxit2=0;                                        %Initialisering

%START AF kr.m LØKKE
while tol2 > 1 & maxit2<10                        %Løkke kører max 10 gange eller indtil
der opstår en fejl
    tol_koks=100;                                %Initialisering
    tol_sand=100;                                %Initialisering
    maxit1=0;                                    %Initialisering
    while ((abs(tol_koks))>0.5 | (abs(tol_sand))>4) & maxit1<40    %Tolerancer for
Wkoks og sand og max antal iterationer
        %Initialisering
        y_koks_start = 1e-4;
        y_sand_start = 1e-4;
        n_dia = length(Rmean2);
        c=0;
        n_itsubvers=0;
        zvec_koks = 0;
        zvec_sand = 0;
        Rvec = 0;
        yvec = 0;
        p0_koksvec=0;
        pfin_koksvec=0;
        pfin_sandvec=0;
        p0_sandvec=0;
        R = 0;
        %Integrerer over alle partikelstørrelser fra 1 my meter til 10 cm
        [R,yvec]=ode23('krpop', [Rmin_koks Rmax_koks],[y_koks_start y_sand_start
vmeanKR rho_gas_mean Rmean2 dRdtmean2]);
        y_koks = yvec(:,1);                      %Dataoverførsel
        y_sand = yvec(:,2);                      %Dataoverførsel

        Wcalc_koks = 0;                          %Initialisering
        Wcalc_sand = 0;                          %Initialisering
        for i=2:length(R)                        %Beregning af areal under y-kurver og
dermed koks og sandmasse i bed
            Wcalc_koks = Wcalc_koks+(R(i)-R(i-1))*((y_koks(i)+y_koks(i-1))/2);
            Wcalc_sand = Wcalc_sand+(R(i)-R(i-1))*((y_sand(i)+y_sand(i-1))/2);
        end
        tol_koks = abs(Wcalc_koks - W_koks);      %Afvigelse fra startgæt
        W_koks = Wcalc_koks;                     %Fremskrivning af nyt startgæt for
koksmasse i bed

```

```

        tol_sand = Wcalc_sand - W_sand;           %Afvigelse fra startgæt
        if (abs(tol_sand))<5                       %Er afvigelsen lille kun simpel
fremskrivning af sandmasse i bed
            W_sand = Wcalc_sand;
        else
            W_sand = Wcalc_sand + 9*tol_sand;      %Er afvigelsen stor mere progressiv
fremskrivning
            if W_sand < 0
                W_sand = 1;
                Wtjek = Wtjek + 1;
            end
        end

        if W_koks < 0 | Wtjek > 1                  %Hvis der produceres dårlige
startgæt stopper programmet
            disp('Autogæt på negativ koks eller sandmasse i bed (kr.m)')
            return
        end

        W_koks                                     %Udskrivning
        W_sand                                     %Udskrivning
        maxitl=maxitl+1                           %Summerer antal iterationer
        disp('#####          kr.m          -          krpop.m          loop
#####')
        end
        if maxitl==40
            disp('!!NB : ITERATION FOR KOKS OG SAND MASSE I BED IKKE KONVERGERET (kr.m)
!!')
        return
        end

        p1_koks = y_koks/W_koks;                   %1/m      Partikelstørrelsesfordeling
i bedden og overløb
        p1_sand = y_sand/W_sand;

        p2_koksvec = zvec_koks/F2_koks;            %1/m      Størrelsesfordeling af
partikler der blæser ovenud
        p2_sandvec = zvec_sand/F2_sand;

        %DISKRETISERING AF PARTIKELDIAMETRE OG MASSEANDELE
        [Rmean,Andel]=krplopd(R,p1_koks);          %Funktionskald der sørger for
opdeling af p1 i dele

        %BEREGNING AF KOKSOMSÆTNINGSFORLØB
        h=0;                                       %Initialisering
        koksvec=0;                                %Initialisering
        n_itkoksoms=0;                            %Initialisering

        n_dia = length(Rmean);                    %-          Antal forskellige diametre der regnes på i
koksbedden
        dRkoks=zeros(1,n_dia);                   %Initialisering
        mkoksoms = zeros(1,n_dia);                %Initialisering
        rkoks=Rmean;                               %m          Radius af kokspartikler
        mkoks=Andel*W_koks;                        %kg          Massen af koks i bedden i hver
størrelsesfraktion

        %Integrering fra bunden til toppen af KR bedden i krkoks.m
        [h,koksvec]=ode23('krkoks', [0 H_KRbed], [m rkoks mkoks dRkoks mkoksoms]);

        mtotgas=zeros(1,length(koksvec));         %Initialisering

```

```

MWkorrr=zeros(1,length(koksvec));    %Initialisering
for i=1:length(koksvec)
    for j=1:7
        mtotgas(i) = mtotgas(i) + koksvec(i,j);    %kg/s    Massestrøm af hver
af gasserne op igennem bedden
        MWkorrr(i) = MWkorrr(i) + koksvec(i,j)*MW(j); %kg/kmol Korrektionsfaktor
til udregning af MW af gas
    end
end

MWgas=MWkorrr./mtotgas;                %kg/kmol    Vægtet gennemsnits molvægt af
gas ud af KR

x=zeros(length(koksvec),7);            %Initialisering
for i=1:length(koksvec)
    for j=1:7
        x(i,j) = koksvec(i,j)/(MW(j)/MWgas(i));    %-    Volumenandel af gasser
op igennem koksbed
    end
end
x = x/sum(x(length(x),:));              %-    Korrektion af volumenandele til sum = 1

for i=1:n_dia
    mkoksomsat(i)=koksvec(length(koksvec),7+3*n_dia+i);    %kg/s
Omsat koks fra hver radius
    dRdtmean(i)=-(rkoks(i)*(1-(1-mkoksomsat(i)/mkoks(i))^(1/3))+1e-15);    %m/s
Størrelsesreduktion fra hver radius
end
F_koksoms=sum(mkoksomsat);              %kg/s    Total omsat koksmængde i KR bed

rho_gas=0;                              %Initialisering
for i=1:7
    rho_gas=rho_gas + x(length(koksvec),i)*rho(i);    %kg/m3    Densitet af
samlet gasblanding
end
rho_gas_mean=rho_gas;                  %Dataoverførsel

vmeanKR=mtotgas(length(koksvec))/(rho_gas_mean*A_KR*eta_KRbed);    %m/s
Fribordshastighed i koksbed

%Opdatering af startgæt mht radiusopdelinger og dRdt værdier for hver
%opdeling
if length(dRdtmean)>length(dRdtmean2) | length(dRdtmean)<length(dRdtmean2)
    Rmean2 = 0;
    Rmean2 = Rmean;
    dRdtmean2 = 0;
    dRdtmean2 = dRdtmean;
else
    dRdtmeandif = dRdtmean./dRdtmean2;
    tol2tjek = 0;
    for i=1:length(dRdtmeandif)
        if dRdtmeandif(i)>1.2 | dRdtmeandif(i)<0.8    %Tolerancer for
opdatering af startgæt
            tol2tjek=1;
        end
    end
    if tol2tjek==0 | maxit_main==0    %Hvis tolerancen er
opfyldt itereres ikke mere
        tol2 = 0;
    else
        Rmean2 = Rmean;    %Fremskrivning af
startgæt

```

```

        dRdtmean2 = dRdtmean; %Fremskrivning af
startgæt
    end
end

    maxit2=maxit2+1 %Registrering af antal
iterationer
    disp('##### kr.m - krkoks.m loop
#####')
end

%JUSTERING AF VEKTOR LÆNGDER
% Dette så fordelingsfunktionerne i længde svarer til Rmain og ikke til R
% eller Rvec
for i=1:length(Rmain)
    for j=1:length(R)
        if Rmain(i)>=R(j)
            p1_koks2(i) = p1_koks(j);
            p1_sand2(i) = p1_sand(j);
        end
    end
    for j=1:length(Rvec)
        if Rmain(i)>=Rvec(j)
            p2_koks2(i) = p2_koksvec(j);
            p2_sand2(i) = p2_sandvec(j);
        end
    end
end
end

m_gas_2kr = mtotgas(length(koksvec)); %kg/s Total massestrøm af gas ud af KR

%TEGNING AF PLOTS
% figure(1)
% subplot(3,1,1);
% semilogx(Rmain,p0_koks,'-+r',Rmain,p1_koks2,'-ob','LineWidth',1)
% legend('p0 koks','p1 koks',2)
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('p0 og p1 for koks')
% grid
%
% subplot(3,1,3);
% semilogx(Rmain,p0_sand,'-+r',Rmain,p1_sand2,'-ob',Rmain,p2_sand2,'-
diamondk','LineWidth',1)
% legend('p0 sand','p1 sand','p2 sand',1) %,'pfin sand'
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('p0, p1 og p2 for sand')
% grid
%
% subplot(3,1,2);
% semilogx(Rmain,p2_koks2,'-diamondk','LineWidth',1)
% legend('p2 koks',1)%, 'pfin koks'
% xlabel('Radius [m]')
% ylabel('p2 for koks') %og pfin
% grid
%
% figure(2)
% clf
% hold on
% plot(h,x(:,1),'-+r')
% plot(h,x(:,2),'-ob')
% plot(h,x(:,3),'-*k')
% plot(h,x(:,4),'-diamondm')

```

```
% plot(h,x(:,5),'-squareg')
% legend('CO','CO2','O2','H2','H2O')
% xlabel('Højde i koksreaktor bed [m]')
% ylabel('Koncentration af gasser [vol%]')
% grid

% figure(3)
% clf
% %hold on
% %plot(rkoks,-dRdtmean,'-+r')
% loglog(rkoks,-dRdtmean,'-+r')
% legend('dRdtmean')
% xlabel('Radius koks [m]')
% ylabel('dRdt middel koks [m/s]')
% grid
%
% figure(4)
% clf
% hold on
% for n=1:n_dia
%     plot(h,dRdt(:,n))
% end
% legend('R1','R2','R3','R4')
% xlabel('Højde i koksbed [m]')
% ylabel('dRdt koks [m/s]')
% grid

% figure(5)
% clf
% semilogx(Rvec,pfin_koksvec,'-+r',Rvec,pfin_sandvec,'-ob')
% legend('pfin_koks','pfin_sand')
% grid

Rmaalt=[2.6 1.8 0.75 0.375 0.2 0.1125 0.06 0.045]*1e-3/2;
p19=[0.3 3.6 3.2 11.7 27.2 43.5 8.6 1.9]*100;
p36=[1.4 7.2 2.6 8.1 30.4 38.8 8.9 2.6]*100;

figure(6)
clf
semilogx(Rmain,p1_koks2,'-+r',Rmain,p1_sand2,'-ob',Rmaalt,p19,'-*k',Rmaalt,p36,'-
diamondm','LineWidth',1)
legend('koks','sand','uge 19','uge 36',2)
xlabel('Radius [m]')
ylabel('Partikelstørrelser for bedmateriale')
grid
```

5 krpop.m

```
function dot=krpop(R,yvec)

global c Rmin_koks Rmax_koks W_koks F2_koks k_slid_koks rho_koks g my_gas A_KR
zvec_koks Rvec n_itsubvers...
    W_sand F2_sand Rmin_sand Rmax_sand k_slid_sand rho_sand zvec_sand p0_koksvec...
pfin_koksvec pfin_sandvec p0_sandvec n_dia F0_koks p0_koks F0_sand p0_sand
p1_koks...
F1_koks F1_sand Rmain F_koksoms Ffin_sand Ffin_koks

%FUNKTION TIL BEREGNING AF PARTIKELPOPULATIONSBALANCE
%Ingen underfunktioner

%INDLEDENDE BEREGNINGER
%Overførsel af startværdier og parametre
n_itsubvers = n_itsubvers+1; %Registrerer hvor mange gange der itereres
if n_itsubvers > 15000
    disp('For mange iterationer i krpop.m !')
    n_itsubvers
    return
end

n_para = 4; %Antal parametre i funktionskald UNDTAGEN Rmean og dRdtmean !
y_koks = yvec(1);
y_sand = yvec(2);
uKR = yvec(3);
rho_gas = yvec(4);
for i=1:n_dia
    Rmean1(i)=yvec(i+n_para);
    dRdtmean1(i)=yvec(i+n_para+n_dia);
end

c=c+1; %Registrerer hvor mange gange der itereres
Rvec(c)=R; %Lagrer de forskellige R værdier for hver iteration

%PARTIKELFORDELINGSFUNKTION FOR INPUT TIL KR
for i=1:length(p0_koks)
    if Rmain(i)<=R
        p0_koks2 = p0_koks(i);
        p0_sand2 = p0_sand(i);
    end
end
p0_koksvec(c)=p0_koks2; %Vektorisering af fordelingsfunktion
p0_sandvec(c)=p0_sand2;

%FORGASNING dR/dt
%Beregning af rRf = dR/dt , radiusændring pr. tid som resultat af forgasning
%Omregning fra basis i Rmain til basis i R der integreres over
for i=2:n_dia-1
    if R<=((Rmean1(2)+Rmean1(1))/2)
        rRf_koks = dRdtmean1(1);
    end
    if R<=((Rmean1(i+1)+Rmean1(i))/2) & R>((Rmean1(i)+Rmean1(i-1))/2)
        rRf_koks = dRdtmean1(i);
    end
    if R>((Rmean1(n_dia)+Rmean1(n_dia-1))/2)
        rRf_koks = dRdtmean1(n_dia);
    end
end

%Beregning af drRf = d(dR/dt)/dR , radiusændringens afhængighed af R = rR
```



```
%differentieret, udregnes som hældningen på dR/dt kurven
for i=2:n_dia-1
    if R<=Rmean1(2)
        drRf_koks = (dRdtmean1(2)-dRdtmean1(1))/(Rmean1(2)-Rmean1(1));
    end
    if R<=Rmean1(i+1) & R>Rmean1(i)
        drRf_koks = (dRdtmean1(i+1)-dRdtmean1(i))/(Rmean1(i+1)-Rmean1(i));
    end
    if R>Rmean1(n_dia)
        drRf_koks = (dRdtmean1(n_dia)-dRdtmean1(n_dia-1))/(Rmean1(n_dia)-Rmean1(n_dia-1));
    end
end

%NEDSLIDNING dR/dt
rRn_koks = k_slid_koks;          %rRn = dR/dt , radiusændring pr. tid som resultat af nedslidning
drRn_koks = 0;                  %drRn = d(dR/dt)/dR , radiusændringens afhængighed af R = rR differentieret

rRn_sand = k_slid_sand;
drRn_sand = 0;

%"RETURNERING" AF FINES TIL BED
Ffin_koks = -4/3*pi*k_slid_koks*rho_koks*(Rmax_koks^3-Rmin_koks^3);
%Massestrømmen af fines der dannes
sigma_pfin_koks = 0.7; %pseuso-spredning for logaritmisk normalfordeling for fines
my_pfin_koks = -11; %pseudo-middelværdi for logaritmisk normalfordeling for fines
pfin_koks = (sigma_pfin_koks/(R*sigma_pfin_koks))*exp(-((log(R)-my_pfin_koks)^2)/(2*(sigma_pfin_koks^2))); %Partikelstørrelsesfordeling af fines, input baseret
if R > 1e-3
    pfin_koks = 0;
end
pfin_koksvec(c)=pfin_koks; %Lagring i vektor

Ffin_sand = -4/3*pi*k_slid_sand*rho_sand*(Rmax_sand^3-Rmin_sand^3);
%Massestrømmen af fines der dannes
pfin_sand = (sigma_pfin_koks/(R*sigma_pfin_koks))*exp(-((log(R)-my_pfin_koks)^2)/(2*(sigma_pfin_koks^2))); %Samme for sand som koks
if R > 1e-3
    pfin_sand = 0;
end
pfin_sandvec(c)=pfin_sand; %Lagring i vektor

%OPSUMMERING AF dR/dt LED
rR_koks = rRf_koks+rRn_koks; %Samling af alle dR/dt led
drR_koks = drRf_koks+drRn_koks; %Samling af alle d(dR/dt)/dR led

rR_sand = rRn_sand; %Samling af alle dR/dt led
drR_sand = drRn_sand; %Samling af alle d(dR/dt)/dR led

%ELUTRIATION
%Elutriation udtryk fra Kunii&Levenspiel s. 178 Geldart udtryk
u_tR_koks = R^2*(rho_koks-rho_gas)*g/(72*my_gas); %[m/s]
Terminalhastighed for partikler
kR_koks = A_KR*rho_gas*uKR*23.7*exp(-5.4*u_tR_koks/uKR)/(W_koks); %[1/s]
Elutriationskonstant
```

```
u_tR_sand = R^2*(rho_sand-rho_gas)*g/(72*my_gas); %[m/s]
Terminalhastighed for partikler
kR_sand = A_KR*rho_gas*uKR*23.7*exp(-5.4*u_tR_sand/uKR)/(W_sand); %[1/s]
Elutriationskonstant

%PARTIKEL OVERLØB TIL PK
p1_sand = y_sand/W_sand; %1/m Partikelstørrelsesfordeling i
bedden (antages den samme som i overløbet)
F1_sand = F0_sand-F2_sand; %kg/s Massebalance for sand

p1_koks = y_koks/W_koks; %1/m Partikelstørrelsesfordeling i
bedden (antages den samme som i overløbet)
F1_koks = F0_koks-F2_koks-F_koksoms; %Massebalance for koks

%BEREGNING AF dy/dR (Levenspiel partikelpopulationsteori)
%Koks
y_koksdot = (F0_koks*p0_koks2+Ffin_koks*pfin_koks-F1_koks*p1_koks-(kR_koks-
3*rR_koks/R-drR_koks)*y_koks)*(-1/rR_koks);

%Sand
y_sanddot = -F0_sand*p0_sand2/rR_sand-
Ffin_sand*pfin_sand/rR_sand+F1_sand*p1_sand/rR_sand+(kR_sand/rR_sand-3/R-
drR_sand/rR_sand)*y_sand;

%VEKTORISERING AF VIGTIGE STØRRELSER
zvec_koks(c)=kR_koks*y_koks; %Elutriationfunktion koks
zvec_sand(c)=kR_sand*y_sand; %Elutriationfunktion sand
if c<2
    F2_koks = 0;
    F2_sand = 0;
else
    F2_koks = F2_koks+(Rvec(c)-Rvec(c-1))*((zvec_koks(c)+zvec_koks(c-1))/2);%kg/s
    Elutrieret koks=arealet under zvec_koks
    F2_sand = F2_sand+(Rvec(c)-Rvec(c-1))*((zvec_sand(c)+zvec_sand(c-1))/2);%kg/s
    Elutrieret sand=arealet under zvec_sand
end

for i=1:n_dia
    Rmeanldot(i) = 0;
    dRdtmeanldot(i) = 0;
end

uKRdot = 0;
rho_gasdot = 0;

dot = [y_koksdot y_sanddot uKRdot rho_gasdot Rmeanldot dRdtmeanldot]';
```

6 krp1opdel.m

```
function [Rmean, Andel]=plopdel(R, pl)
%Denne funktion opdeler pl og R vektorerne fundet i kr.m/krpop.m i
%intervaller og udregner andele og middeldiametre. Dette for at kunne give
%input videre til krkoks.m funktionen.

%Her angives den største andel man vil have af partiklerne i ét interval.
%Dog kan andelene ikke blive mindre end det mindste skridt for R og pl
%hvilket typisk vil være >0.15
max_andel = 0.15;

%Initialisering
Rmean=0;
Andel=0;
Rint=0;
plint=0;
totarea=0;
n=0;
k=0;
j=0;
areasum=0;

%Udregner arealet under kurven
for i=2:length(R)
    Rint(i-1)=R(i)-R(i-1);
    plint(i-1)=(pl(i)+pl(i-1))/2;
    totarea(i-1)=Rint(i-1)*plint(i-1);
end

for i=1:length(R)-1
    areasum=areasum+totarea(i);
    if R(i)>9e-6 & k==0
        Rmean(1)=R(i)/2;
        Andel(1)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=1;
    end
    if R(i)>9e-5 & k==1
        Rmean(2)=(R(i)+R(n))/2;
        Andel(2)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=2;
    end
    if R(i)>5e-4 & k==2
        Rmean(3)=(R(i)+R(n))/2;
        Andel(3)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=3;
    end
    if R(i)>9e-4 & k==3
        Rmean(4)=(R(i)+R(n))/2;
        Andel(4)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=4;
    end
    if R(i)>2e-3 & k==4
        Rmean(5)=(R(i)+R(n))/2;
        Andel(5)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=5;
    end
end
```

```
        Andel(5)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
        k=5;
    end
    %De resterende partikler deles op i intervaller med max andel af totalen på 15%
    (max_andel)
    %Dette for partikelstørrelser større end 2e-3
    if k==5 & areasum>max_andel
        j=j+1;
        Rmean(5+j)=(R(i)+R(n))/2;
        Andel(5+j)=areasum;
        areasum=0;
        n=i;
    end
end
Rmean(5+j+1)=(R(length(R))+R(n))/2;
Andel(5+j+1)=areasum;
```

7 krkoks.m

```
function dot=krkoks(h,para)
%Beregner koksomsætningshastighed og gassammensætning
%Underfunktion : krkindiff.m

global n_dia n_itkoksoms T_KR rho_koks MW P_KR Rgas A_KR eta_KRbed hvec H_KRbed

n_itkoksoms = n_itkoksoms+1;
if n_itkoksoms > 3000 %Max antal iterationer i denne
funktion
    n_itkoksoms
    disp('For mange iterationer i krkoks.m')
    return
end

%Overførsel af startgætparametre til lokale variable
for i=1:7
    m(i)=para(i);
end

for i=1:n_dia
    dkoks(i)=2*para(i+7);
    mkoks(i)=para(i+7+n_dia);
    dRkoks(i)=para(i+7+2*n_dia);
    mkoksoms(i)=para(i+7+3*n_dia);
end

hvec(n_itkoksoms) = h; %m Vektorisering af
integrationsparameter h
if n_itkoksoms>1
    dh = h - hvec(n_itkoksoms-1); %m Beregning af dh i
forhold til sidste skridt
else
    dh = 0;
end

%Beregning af produktgasdensitet
rho_gas=0; %Initialisering
MW_gas=0; %Initialisering
for i=1:7
    rho(i)=(P_KR*MW(i))/(Rgas*T_KR); %kg/m3 Densitet af gasser
    rho_gas = rho_gas + rho(i)*m(i)/sum(m); %kg/m3 Vægtet
gennemsnitsdensitet af KR gas
    MW_gas = MW_gas + MW(i)*m(i)/sum(m); %kg/kmol Vægtet
gennemsnitsmolvægt af KR gas
end

v_fribord = sum(m)/(rho_gas*A_KR*eta_KRbed); %m/s Fribordsgashastighed

%Nulstilling af størrelser ved start
if rho_gas < 0.1
    rho_gas = 1e-10;
end

if MW_gas < 10
    MW_gas = 1e-10;
end

if v_fribord < 0.01
    v_fribord = 1e-10;
end
```

```

%Tildeling og udregning af værdier til konstanter
x_COCO2=(33*exp(-4700/T_KR))*1.1;          %-          Primære CO/CO2 forhold
ved O2 reaktion

%Udregning af O2 forbrug og dannelse af CO og CO2
    %Dette udfra stofbalancer for O og C og CO/CO2 forholdet
    koef=[0 1 1; 2 -1 -2; 0 1 -x_COCO2];    %Koefficienter i koksreaktionsligninger
    konst=[1; 0; 0];                        %Der antages ingen brint på koks kun C
    loes=koef\konst;                        %3 lign med 3 ubekendte løses

    c1=loes(1);                            %Koefficient for O2
    c2=loes(2);                            %Koefficient for CO
    c3=loes(3);                            %Koefficient for CO2

%Opskrivning af koef matricer for kemiske reaktioner
vleft=[0 0 c1 0 0 0 0 1; 0 1 0 0 0 0 0 1; 0 0 0 0 1 0 0 1];    %Venstre side
vright=[c2 c3 0 0 0 0 0 0; 2 0 0 0 0 0 0 0; 1 0 0 1 0 0 0 0]; %Højre side

%Nulstilling eller udregning af koncentrationer
if m(3)<1e-6
    Y_reak_O2=0;
else
    Y_reak_O2=m(3)/sum(m);
end

if m(2)<1e-6
    Y_reak_CO2=0;
else
    Y_reak_CO2=m(2)/sum(m);
end

if m(5)<1e-6
    Y_reak_H2O=0;
else
    Y_reak_H2O=m(5)/sum(m);
end

%krkindiff kaldes for hver partikelstørrelse og omsat koksmængde udregnes
for n=1:n_dia
    mkokspart(n)=pi/6*(dkoks(n)^3)*rho_koks;    %kg          Masse af
    én kokspartikel

    [fejlnr,m_O2(n),m_CO2(n),m_H2O(n)]=krkindiff(x_COCO2,MW(8),T_KR,rho_gas,rho_koks,MW
    _gas,Y_reak_O2,Y_reak_CO2,Y_reak_H2O,dkoks(n));
    m_c(1,n)=m_O2(n);    %kg/s pr. kokspartikel    Omsat koksmassestrøm ved O2
    reaktion pr. kokspartikel
    m_c(2,n)=m_CO2(n);    %kg/s pr. kokspartikel    Omsat koksmassestrøm ved CO2
    reaktion pr. kokspartikel
    m_c(3,n)=m_H2O(n);    %kg/s pr. kokspartikel    Omsat koksmassestrøm ved H2O
    reaktion pr. kokspartikel
end

%Standser program hvis en af kinetik/diffusionsløkkerne ikke konvergerer
if fejlnr > 0
    fejl='kinetik/diffusionsløkke ikke konvergeret'
    return
end

%Beregning af dannet/forbrugt massestrøm af 7 gasser
mdot=zeros(1,7);    %Initialisering
for n=1:n_dia    %n=antal betragtede

```

```

koksdiаметre
    for j=1:7                                     %j=antal betragtede
gasser (CO,CO2,...)
        for i=1:3                                 %i=antal betragtede
koksreaktioner
            omega_gas(i)=(vright(i,j)-vleft(i,j))*m_c(i,n)*MW(j)/MW(8);           %kg/s
Dannet/forbrugt gasmængde ved reaktion i
        end
        if m(j)<1e-10 & h>0.01
            mdot(j) = 0;
            m(j) = 0;
        else
            mdot(j)=mdot(j)+(sum(omega_gas)*mkoks(n)*(dh/H_KRbed)/mkokspart(n));
%kg/s Total dannet/forbrugt mængde af gas j
        end
    end
end

%Beregning af omsat koksmassestrøm for hver partikeldiameter
for n=1:n_dia                                     %n=antal betragtede
koksdiаметre
    for i=1:3                                     %i=antal betragtede
koksreaktioner
        omega_koks(i)=(vright(i,8)-vleft(i,8))*m_c(i,n);           %kmol/s   Forbrugt
koksmængde ved reaktion i
    end
    if mkoks(n)<1e-6
        mkoksdot(n) = 0;
        mkoks(n) = 0;
        dRkoksdot(n) = 0;
    else
        mkoksdot(n)=sum(omega_koks)*(mkoks(n)*dh/H_KRbed)/mkokspart(n);%kg/s   Total
forbrugt koksmængde for diameter n
        dRkoksdot(n)=-sum(omega_koks)/(pi*rho_koks*dkoks(n)^2);%m           Ændring i
partikelstørrelse for dette tidsskridt
    end
end

mkoksomsdot=-mkoksdot;

%Beregning af ændring i partikeldiameter
for i=1:n_dia
    dkoksdot(i)=0;                                     %m   Det antages at der er samme
partikelstørrelsesfordeling op igennem hele bedden
    mkoksdot(i)=0;                                     %kg Der antages samme kokskoncentration hele vejen op
igennem bedden
end

%Overførsel af alle integrale størrelser. Ganges med 1/v_fribord for
%konvertering imellem tid og meter
dot = 1/v_fribord*[mdot dkoksdot mkoksdot dRkoksdot mkoksomsdot]';

```

8 krkindiff.m

```

function
[fejl_n, m_O2, m_CO2, m_H2O] = krkindiff(x_COCO2, MW_koks, T_KR, rho_gas, rho_koks, MW_gas, Y_reak_O2, Y_reak_CO2, Y_reak_H2O, dkoks)
% Underprogram til beregning af reaktionshastighed ved kombineret kinetik og diffusion

% KONSTANTER
R = 8.3145; % Den universelle gaskonstant

MW_O2 = 32; % kg/kmol Molvægt af O2
x_stoic_O2 = 0.5 * (x_COCO2 + 2) / (x_COCO2 + 1) * (MW_O2 / MW_koks); % - støk. kg O2 pr. kg koks
D_O2 = 2.2 * (T_KR / 1000) ^ 1.75; % m2/s Binær
diffusionskoefficient for O2
A_O2 = 4.47e9; % - Præ-
eksponentiel faktor ved O2 reaktion
Ea_O2 = 126000; %
Aktiveringsenergi ved O2 reaktion
n_O2 = 0.85; % - Reaktionsorden
ved O2 reaktion

MW_CO2 = 48; % kg/kmol Molvægt af CO2
x_stoic_CO2 = MW_CO2 / MW_koks; % - støk. kg CO2
pr. kg koks
D_CO2 = 1.38e-5 * (T_KR / 273) ^ 1.75; % m2/s Binær
diffusionskoefficient for CO2
A_CO2 = 5.5e7; % - Præ-
eksponentiel faktor ved CO2 reaktion
Ea_CO2 = 195000; %
Aktiveringsenergi ved CO2 reaktion
n_CO2 = 0.85; % - Reaktionsorden
ved CO2 reaktion

MW_H2O = 18; % kg/kmol Molvægt af H2O
x_stoic_H2O = MW_H2O / MW_koks; % - støk. kg H2O
pr. kg koks
D_H2O = 1.1e-4 * (T_KR / 273) ^ 1.75; % m2/s Binær
diffusionskoefficient for H2O
A_H2O = 2.4e9; % - Præ-
eksponentiel faktor ved H2O reaktion
Ea_H2O = 22480 * R; %
Aktiveringsenergi ved H2O reaktion
n_H2O = 0.54; % - Reaktionsorden
ved H2O reaktion

mkokspart = pi / 6 * dkoks ^ 3 * rho_koks; % kg Masse af en kokspartikel

% Startgæt for kinetik/diffusionsløkke for O2
x_it = 0;
tol = 1;

if Y_reak_O2 < 1e-6
    Y_reak_s = 0;
else
    Y_reak_s = Y_reak_O2;
end

max_it = 20; % Max antal

```



```

iterationer
fejlnr=0; %Initialisering
while (tol>1e-4) & (x_it<max_it) %Tolerance for
iteration
    x_it=x_it+1; %Antal iterationer
    R_diff=(x_stoic_O2+Y_reak_s)/(rho_gas*D_O2*2*pi*dkoks); %Diffusionsmodstand
    R_kin=1/(mkokspart*A_O2*exp(-
Ea_O2/(R*T_KR))*(MW_gas/MW_O2)^n_O2*Y_reak_s^(n_O2-1))); %Kinetikmodstand
    m_O2=Y_reak_O2/(R_diff+R_kin); %kg/s pr. kokspartikel Omsat koksmassestrøm
pr. kokspartikel
    Y_reak_s_itO2=m_O2*R_kin; %O2 konc ved
partikeloverflade
    tol=abs(Y_reak_s-Y_reak_s_itO2); %Afvigelse fra
startgæt
    if Y_reak_s_itO2 < 1e-20
        Y_reak_s=0;
        %NB='O2 ved partikeloverflade nulstillet i iteration'
    else
        Y_reak_s=Y_reak_s_itO2;
    end
    if Y_reak_s_itO2 > Y_reak_O2
        Y_reak_s = Y_reak_O2;
        %NB='O2 ved partikeloverflade sat til max i iteration'
    else
        Y_reak_s = Y_reak_s_itO2;
    end
    if x_it > (max_it-1)
        fejlnr=1;
        Y_reak_s_itO2
        NB = 'O2 reaktion ikke konvergeret i krkindiff'
    end
end
%if R_kin > 0
% ContO2=R_diff/R_kin; %Diffusions eller kinetik kontrol
%end

%Startgæt for kinetik/diffusionsløkke for CO2
x_it=0;
tol=1;
Y_reak_s=0.2;
max_it=20;
while (tol>1e-8) & (x_it<max_it)
    x_it=x_it+1;
    R_diff=(x_stoic_CO2+Y_reak_s)/(rho_gas*D_CO2*2*pi*dkoks);
    R_kin=1/(mkokspart*A_CO2*exp(-
Ea_CO2/(R*T_KR))*(MW_gas/MW_CO2)^n_CO2*Y_reak_s^(n_CO2-1)));
    m_CO2=Y_reak_CO2/(R_diff+R_kin); %kg/s pr. kokspartikel
Omsat koksmassestrøm pr. kokspartikel
    Y_reak_s_itCO2=m_CO2*R_kin;
    R_diff_it=(x_stoic_CO2+Y_reak_s_itCO2)/(rho_gas*D_CO2*2*pi*dkoks);
    tol=abs(Y_reak_s-Y_reak_s_itCO2);
    if Y_reak_s_itCO2 < 1e-10
        Y_reak_s=1e-10;
    else
        Y_reak_s=Y_reak_s_itCO2;
    end
    if x_it > (max_it-1)
        fejlnr=1;
        Y_reak_s_itCO2
    end
end
%ContCO2=R_diff_it/R_kin;

```

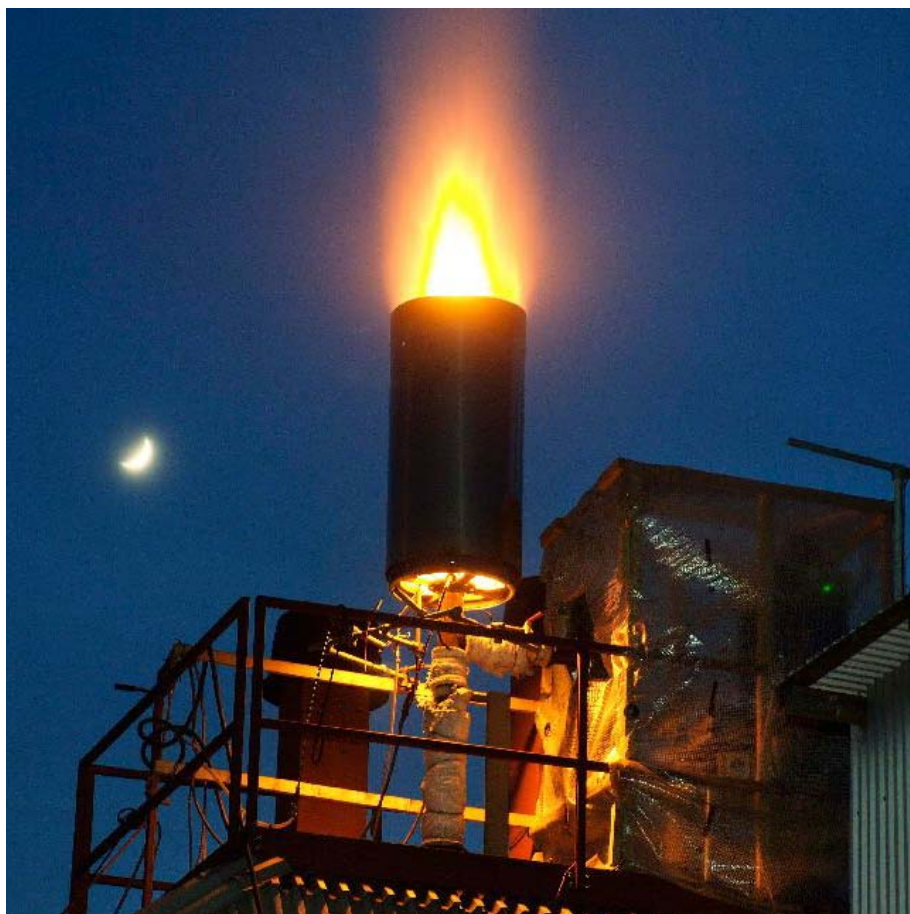
```
%Startgæt for kinetik/diffusionsløkke for H2O
x_it=0;
tol=1;
Y_reak_s=0.01;
max_it=20;
if Y_reak_H2O<1e-8
    Y_reak_H2O=0;
end
while (tol>1e-8) & (x_it<max_it)
    x_it=x_it+1;
    R_diff=(x_stoic_H2O+Y_reak_s)/(rho_gas*D_H2O*2*pi*dkoks);
    R_kin=1/(mkokspart*A_H2O*exp(-
Ea_H2O/(R*T_KR)))*(MW_gas/MW_H2O)^n_H2O*Y_reak_s^(n_H2O-1));
    m_H2O=Y_reak_H2O/(R_diff+R_kin); %kg/s pr. kokspartikel
    Omsat koksmassestrøm pr. kokspartikel
    Y_reak_s_itH2O=m_H2O*R_kin;
    R_diff_it=(x_stoic_H2O+Y_reak_s_itH2O)/(rho_gas*D_H2O*2*pi*dkoks);
    tol=abs(Y_reak_s-Y_reak_s_itH2O);
    if Y_reak_s_itH2O < 1e-10
        Y_reak_s=1e-10;
    else
        Y_reak_s=Y_reak_s_itH2O;
    end
    if x_it > (max_it-1)
        fejlnr=1;
        disp('For mange iterationer i krkindiff H2O reaktion !!!')
        Y_reak_s_itH2O
    end
end
end
%ContH2O=R_diff_it/R_kin;
```

9 mid.m

```
function [Rmid]=mid(R,p)

%MIDDELVÆRDI FUNKTION
%Beregner middelstørrelsen af partikler med en givet
%partikelstørrelsesfordeling

area = 0; %Initialisering
i=1; %Initialisering
Rint=0; %Initialisering
pint_in=0; %Initialisering
while area < 0.5 %Summerer op til halvdelen af
arealet under kurven
    i=i+1; %Antal iterationer
    Rint(i-1) = R(i)-R(i-1); %R interval
    pint_in(i-1) = (p(i)+p(i-1))/2; %p interval
    area = area + Rint(i-1)*pint_in(i-1); %Summering af areal
end
Rmid = R(i) - (R(i)-R(i-1))*(area-0.5)/0.5; %Middel imellem to intervaller
```

Publication Reference Data:

Nielsen, R.G.

Optimering af Lav Temperatur Cirkulerende Fluid Bed forgasningsprocessen
til biomasse med højt askeindhold.

Ph.d. Thesis

Technical University of Denmark, Dept. of Mech. Eng., Energy Eng. Section

January 2007

ISBN No.: 978-87-90130-15-2